Environment Canada | Environnement Canada
0050348E DEST PVM EXCH COPY 03
TD 511 S4613
VOL ISS 12
SEWAGE COLLECTION AND TREATMENT REP
ORT SCAT

Pilot Scale Investigation of Computerized Control of the Activated Sludge Process

ERRATUM

Report SCAT-12 Pilot Scale Investigation of Computerized Control of the Activated Sludge Process

Page 6 The two photos on this page are out of order, i.e., Figure 2 is actually the photo labelled Figure 3, and vice versa.

SCAT RESEARCH REPORTS

These RESEARCH REPORTS describe the results of research and development projects in the municipal and domestic wastewater collection, treatment and disposal fields. The projects were identified and developed through the Interdepartmental Committee on Sewage Collection and Treatment (SCAT Research Committee) with the technical assistance of Environment Canada.

Enquiries pertaining to the Wastewater Technology Research Program should be directed to:

Research Division
Policy Development and Research Sector
Canada Mortgage and Housing Corporation
Montreal Road
Ottawa, Ontario K1A 0P7

PILOT SCALE INVESTIGATION OF COMPUTERIZED CONTROL OF THE ACTIVATED SLUDGE PROCESS

by

J.P. Stephenson, B.A. Monaghan, and L.Y. Yust
Wastewater Technology Centre
Environmental Protection Service
Environment Canada

for

Canada Mortgage and Housing Corporation

Report SCAT-12

This document may be obtained from -

Publications Section (Water)
Environmental Protection Service
Environment Canada
Ottawa, Ontario
K1A 1C8

Information and Communications Centre
Canada Mortgage and Housing Corporation
Montreal Road
Ottawa, Ontario
K1A 0P7

REVIEW NOTICE

This project was carried out under contract for the Policy Development and Research Sector, Canada Mortgage and Housing Corporation, through a grant provided under Part V of the National Housing Act.

This report has been reviewed by Canada Mortgage and Housing Corporation and Environment Canada. The views, conclusions and recommendations expressed herein are those of the authors and do not necessarily reflect the views and policies of either the Corporation or Environment Canada. Mention of trade names or commercial products does not constitute an endorsement or recommendation for use.

© Minister of Supply and Services Canada 1983
Cat. No. En 43-51/12E
ISBN 0-662-12326-3

ABSTRACT

A pilot plant evaluation of the feasibility of using on-line instrumentation and an automated data acquisition system to continuously monitor parameters within the activated sludge process is described. Also investigated was the extent to which it is technologically and economically possible to use an automated system to assist the plant operator in controlling the activated sludge process.

Instruments selected for evaluation included sensors for dissolved oxygen, suspended solids, pH, temperature, liquid flow, air flow, and total organic carbon. Sensor precision and accuracy were assessed in comparison to standard reference techniques, and maintenance and calibration requirements were determined. The pilot plant instrumentation was interfaced with a minicomputer data acquisition and control system which was provided with sufficient capacity and peripheral devices to permit activities such as modelling and data analysis.

RÉSUMÉ

Nous décrivons l'évaluation en unité pilote de la faisabilité de l'utilisation d'instruments et d'un système automatisé de saisie des données en direct pour contrôler de façon continue les principaux paramètres du procédé aux boues activées. Nous avons aussi étudié la mesure dans laquelle il est techniquement et économiquement possible d'utiliser un système automatisé pour assister la commande humaine du procédé.

Les instruments retenus pour l'évaluation comprenaient des détecteurs de l'oxygène dissous, des matières en suspension, du carbone organique total et de la température, des débitmètres pour les liquides et l'air et des pH-mètres. Nous avons comparé la précision et l'exactitude de ces instruments par rapport aux techniques normalisées de référence, et déterminé les conditions nécessaires de leur entretien et de leur étalonnage. Les instruments étaient interfacés avec un système de saisie des données et de commande par mini-ordinateur qui était doté d'une capacité suffisante et des périphériques voulus pour permettre des opérations telles que la modélisation et l'analyse des données.

TABLE OF CONTENTS

		Page
ABSTRACT		i
LIST OF FIGURES		v
LIST OF TABLES		ix
1	INTRODUCTION	1
2	DESCRIPTION OF PILOT PLANT FACILITY	2
2.1	Instrumentation	2
2.2	Digital Minicomputer Hardware	7
2.3	Minicomputer Software	9
2.4	Data Acquisition and Report Generation Software	11
3	INSTRUMENT EVALUATION	15
3.1	Dissolved Oxygen	16
3.2	Mixed Liquor, Return and Waste Activated Sludge Suspended Solids	21
3.3	Effluent Suspended Solids	35
3.4	Influent Suspended Solids	40
3.5	Feed and Recycle Flow Rates	40
3.6	Temperature	45
3.7	Filterable Organic Carbon	45
3.8	pH Measurement	48
4	SAMPLES OF DATA COMPILED FOR PLANT MONITORING	49
4.1	On-line Data from Process Instruments	49
4.2	Dissolved Oxygen and Air Flow Rate	50
4.3	Wastewater and Return Activated Sludge Flow Rates	52
4.4	Mixed Liquor and Return Activated Sludge Suspended Solids	55
4.5	Influent and Effluent Suspended Solids	58
4.6	pH Measurement	63
4.7	Filtered Organic Carbon	63
4.8	Temperature	65
5	AUTOMATIC CONTROL OF DISSOLVED OXYGEN CONCENTRATION, SOLIDS RETENTION TIME, OXYGEN UTILIZATION RATE, AND DYNAMIC STEP FEED DISTRIBUTION	68
5.1	Dissolved Oxygen Control	68
5.2	Solids Retention Time Control	77
5.3	Oxygen Utilization Rate Control	86
5.4	Dynamic Step Feed Control	93

		Page
5.4.1	Computer Simulations	93
5.4.2	Control Strategy	99
5.4.3	Pilot Plant Operation	100
5.4.4	Pilot Plant Control Results	102
5.4.5	Improving SCOUR Process Control	110
5.4.6	Summary of SCOUR Control Results	110
6	CONCLUSIONS AND RECOMMENDATIONS	112
6.1	Instrumentation	112
6.2	Automatic Control	113
ACKNOWLEDGEMENTS		114
REFERENCES		115

LIST OF FIGURES

Figure		Page
1	ACTIVATED SLUDGE PILOT PLANT - TYPICAL OF TWO PLANTS	3
2	pHOX DISSOLVED OXYGEN SENSOR MEMBRANE, DIP-TYPE	6
3	BECKMAN DISSOLVED OXYGEN SENSOR MEMBRANE, FLOW-THROUGH CELL	6
4	MINICOMPUTER DATA ACQUISITION AND CONTROL SYSTEM	7
5	BLOCK DIAGRAM REPRESENTING MINICOMPUTER DATA ACQUISITION AND CONTROL SYSTEM	8
6	RELATIONSHIP BETWEEN CONCENTRATION AND VOLTAGE MEASUREMENTS	11
7	SCHEMATIC OF DATA ACQUISITION, REPORT GENERATION AND CONTROL SOFTWARE STRUCTURE	12
8	RELATIONSHIP BETWEEN DO INSTRUMENT RESPONSE AND REFERENCE ELECTRODE	18
9	SCREENING EVALUATION OF RETURN ACTIVATED SLUDGE SUSPENDED SOLIDS SENSOR	25
10	SCREENING EVALUATION OF MIXED LIQUOR SUSPENDED SOLIDS SENSOR	27
11	RELATIONSHIP BETWEEN SENSOR AND GRAVIMETRIC MIXED LIQUOR AND RETURN ACTIVATED SLUDGE SUSPENDED SOLIDS DATA	29
12	VARIABILITY OF CLARIFIER UNDERFLOW CONCENTRATION SAMPLED AT FIVE-SECOND INTERVALS	33
13	SCREENING EVALUATION OF EFFLUENT SUSPENDED SOLIDS SENSOR	37
14	RELATIONSHIP BETWEEN EFFLUENT SUSPENDED SOLIDS INSTRUMENT RESPONSE AND GRAVIMETRIC DETERMINATION	38
15	RELATIONSHIP BETWEEN INFLUENT SUSPENDED SOLIDS INSTRUMENT RESPONSE AND GRAVIMETRIC DETERMINATIONS	42

Figure		Page
16	RELATIONSHIP BETWEEN MAGNETIC FLOW METER RESPONSE AND VOLUME-TIME REFERENCE MEASUREMENT	43
17	RELATIONSHIP BETWEEN RTD AND REFERENCE THERMOMETER	46
18	RELATIONSHIP BETWEEN EFFLUENT FOC INSTRUMENT RESPONSE AND REFERENCE FOC	47
19	RELATIONSHIP BETWEEN INFLUENT FOC INSTRUMENT RESPONSE AND REFERENCE FOC	47
20	RELATIONSHIP BETWEEN pH INSTRUMENT RESPONSE AND REFERENCE ELECTRODE	48
21	ON-LINE MEASUREMENTS OF DO AND AIR FLOW RATE FROM PARALLEL PILOT PLANT SYSTEMS DURING 24-h PERIOD	51
22	ON-LINE MEASUREMENTS OF DO AND AIR FLOW RATE DURING 24-h PERIOD WITH INTERMITTENT MANUAL ADJUSTMENT OF AIR FLOW RATE AND CONTINUOUS AUTOMATIC ADJUSTMENT	53
23	ON-LINE MEASUREMENTS OF RAW FEED AND RETURN ACTIVATED SLUDGE FLOW RATES DURING 24-h PERIOD	54
24	ON-LINE MIXED LIQUOR AND RETURN ACTIVATED SLUDGE SUSPENDED SOLIDS MEASUREMENTS DURING 24-h PERIOD WITH AND WITHOUT CONSTANT RECYCLE RATE	56
25	ON-LINE FEED AND RECYCLE FLOW RATES CORRESPONDING TO ON-LINE SUSPENDED SOLIDS MEASUREMENTS	57
26	ON-LINE INFLUENT AND EFFLUENT SUSPENDED SOLIDS CONCENTRATIONS DURING 24-h PERIOD	59
27	COMPARISON OF INSTRUMENT RESPONSE AND GRAVIMETRIC DETERMINATIONS FOR INFLUENT AND EFFLUENT SUSPENDED SOLIDS - JUNE 18-19, 1980	60
28	COMPARISON OF INSTRUMENT RESPONSE AND GRAVIMETRIC DETERMINATIONS FOR INFLUENT AND EFFLUENT SUSPENDED SOLIDS - JULY 9-10, 1980	62

Figure		Page
29	INFLUENT AND EFFLUENT pH DURING 24-h PERIOD	64
30	ON-LINE FILTERED ORGANIC CARBON MEASUREMENTS COMPARED WITH REFERENCE DATA	66
31	ON-LINE AERATION TANK TEMPERATURE MEASUREMENTS DURING 24-h PERIOD	67
32	BLOCK DIAGRAM FOR DO CONTROL SYSTEM	69
33	DISSOLVED OXYGEN CONCENTRATIONS AND AIR FLOW RATES DURING 24 h FOR AUTOMATICALLY AND MANUALLY CONTROLLED PLANTS	72
34	DISSOLVED OXYGEN FOR AUTOMATICALLY AND MANUALLY CONTROLLED AERATION SYSTEMS	73
35	RATIO BETWEEN OXYGEN SUPPLIED AND OXYGEN REQUIRED BY BIOMASS AT VARIOUS SATURATION AND REACTOR DO CONCENTRATIONS	74
36	RELATIONSHIP BETWEEN OXYGEN TRANSFER, SUBSTRATE REMOVAL, AND AIR FLOW RATE UNDER DIURNAL LOADING CONDITIONS	75
37	DISTRIBUTIONS OF MEAN DAILY AIR FLOW RATES BETWEEN MANUALLY AND AUTOMATICALLY CONTROLLED PLANTS	76
38	SVI's OF PARALLEL PLANTS FOR DIFFERENT MODES OF OPERATION	79
39	GRAVIMETRICALLY DETERMINED INSTANTANEOUS SRT's FOR PARALLEL PLANTS	83
40	GRAVIMETRICALLY DETERMINED EFFLUENT SUSPENDED SOLIDS FOR PARALLEL PLANTS	85
41	RELATIONSHIP BETWEEN $K_L a$ AND AIR FLOW RATE FOR PILOT PLANT	89
42	OXYGEN UPTAKE RATE AND SPECIFIC OXYGEN UPTAKE RATE, OCTOBER 2, 1980	91
43	DISTRIBUTION OF INSTANTANEOUS SRT's FOR OUR AND SRT CONTROLLED PLANTS	92
44	STEP FEED SCHEMATIC	94

Figure		Page
45	CLEMSON MODEL BIOLOGICAL REACTIONS	96
46	CLEMSON MODEL MLSS RESPONSE	96
47	CLEMSON MODEL SUBSTRATE CONCENTRATION RESPONSE	97
48	CLEMSON MODEL SCOUR RESPONSE	97
49	INFLUENT STEP TEST SCOUR RESPONSE (Clemson Model)	98
50	RELATIONSHIP BETWEEN $K_L a$ AND AIR FLOW RATE	102
51	TWO-COMPARTMENT OPTIMIZATION	104
52	TWO-COMPARTMENT SCOUR CONTROL (HIGH LOADING)	104
53	TWO-COMPARTMENT CONTACTING PATTERN (HIGH LOADING)	106
54	TWO-COMPARTMENT SCOUR CONTROL (VARIABLE LOADING)	106
55	TWO-COMPARTMENT CONTACTING PATTERN (VARIABLE LOADING)	107
56	FACTORIAL DESIGN SETTINGS	108

LIST OF TABLES

Table		Page
1	LIST OF INSTRUMENTS AND PARTIAL SPECIFICATIONS	5
2	MAXIMUM DATA COLLECTION FREQUENCY FOR INSTRUMENT EVALUATION	15
3	DO SENSOR PERFORMANCE	17
4	DO INSTRUMENT STANDARD DEVIATIONS	19
5	MAINTENANCE AND CALIBRATION REQUIREMENTS FOR pHOX DO SENSORS	20
6	CONDITIONS FOR EVALUATION OF SUSPENDED SOLIDS SENSORS	22
7	MEAN DIFFERENCE BETWEEN GRAVIMETRIC AND SENSOR DATA FOR RAS SUSPENDED SOLIDS	23
8	INSTRUMENT STANDARD DEVIATION FOR RAS SUSPENDED SOLIDS BASED ON PAIRED DATA	24
9	INSTRUMENT STANDARD DEVIATION FOR RAS SUSPENDED SOLIDS BASED ON RESIDUAL SUM OF SQUARES	26
10	MEAN DIFFERENCE BETWEEN GRAVIMETRIC AND SENSOR DATA FOR MLSS	26
11	INSTRUMENT STANDARD DEVIATION FOR MLSS BASED ON PAIRED DATA	26
12	INSTRUMENT STANDARD DEVIATION FOR MLSS BASED ON RESIDUAL SUM OF SQUARES	28
13	MONITORING DURATION AND NUMBER OF COMPARISONS OF SENSOR AND GRAVIMETRIC DATA FOR MONITEK SOLIDS SENSORS	28
14	MLSS AND RAS SUSPENDED SOLIDS SENSORS PERFORMANCE	31
15	MAINTENANCE AND CALIBRATION REQUIREMENTS FOR MONITEK CLAM 52-LE SUSPENDED SOLIDS SENSORS	34
16	EFFLUENT SUSPENDED SOLIDS SENSOR PERFORMANCE	39

Table		Page
17	MAINTENANCE AND CALIBRATION REQUIREMENTS FOR LISLE-METRIX DRT-285 TURBIDIMETERS	41
18	MAGNETIC FLOW METER PERFORMANCE	44
19	PAIRED COMPARISON OF PARALLEL PLANTS UNDER DIFFERENT OPERATING MODES	78
20	PLANT WASTING SCHEDULE BASED ON SRT CONTROL, SEPTEMBER 9, 1980	82
21	PLANT WASTING SCHEDULE BASED ON OUR CONTROL, OCTOBER 2, 1980	90
22	PILOT PLANT OPERATING CONDITIONS	101
23	DYNAMIC STEP FEED PROCESS CONTROL RESULTS	105
24	PARALLEL PLANT COMPARISONS	107
25	FACTORIAL CONTROL RESULTS (Two-Compartment Optimization)	109
26	RECYCLE EFFECTS ON SCOUR CONTROL LIMITS (Clemson Model)	110
27	VARIABLE VOLUME EFFECTS ON SCOUR CONTROL LIMITS (Clemson Model)	111
28	NUMBER OF REACTORS IN SERIES EFFECT ON SCOUR CONTROL LIMITS	111

1 INTRODUCTION

During the past few years many concerns have been expressed about water quality management, and significant efforts have been directed toward improving the operation of wastewater treatment systems to meet more stringent effluent quality criteria. Investigative efforts to define the factors limiting municipal wastewater treatment plant performance recently have received increased attention[1]. In these investigations it has been concluded that adequate treatment plant performance and reliability can only be accomplished through the application of effective operational control strategies. Plant design alone does not guarantee good plant performance.

Although the activated sludge process has been in use for many years as the heart of many treatment systems, it has frequently been afflicted with a poor operating record. Nevertheless, the process has maintained its popularity as a treatment alternative. One of the drawbacks contributing to poor plant performance has been the lack of continuous operating records for the major variables used to describe and control process performance[2-5]. These variables generally have been measured using intermittent and time-consuming manual sample collection and off-line analysis techniques. Because of the manpower necessary to perform these tasks, the accumulation of continuous operating data is generally restricted to intensive sample surveys and research projects. However, the advent of new and improved on-line continuous monitoring instrumentation suggests that an explosion in the availability of process operating information is occurring.[6] In the case of the activated sludge process, this information should lead to an improved understanding of the process dynamics and ultimately lead to improved treatment reliability through the application of effective process control strategies[7,8].

In November, 1978, the Wastewater Technology Centre (WTC), Environment Canada, embarked on a two-phase pilot plant program funded jointly with the Canada Mortgage and Housing Corporation with the aims of:

1) evaluating the feasibility of using on-line continuous monitoring equipment plus an automated data acquisition system for activated sludge process monitoring; and
2) determining to what extent it is technologically and economically feasible to use an automated system to assist the plant operator in controlling the activated sludge process.

This report documents the project and outlines the experiences of the WTC using on-line continuous monitoring equipment for data acquisition and control.

2 DESCRIPTION OF PILOT PLANT FACILITY

The pilot plant facility at the WTC consisted of two identical parallel activated sludge units with a common primary clarifier (1.17 m^2 surface area) and independent sludge recirculation systems. A flow schematic is shown in Figure 1. Each biological reactor had a maximum fluid volume of 2.3 m^3, and provision was made to permit one reactor tank to be divided into a tanks-in-series configuration by the addition of baffles. Fluid volume could be reduced using a manually adjustable outlet weir. During Phase 1 of the project each reactor was operated as a completely stirred tank reactor without baffles.

Upflow circular secondary clarifiers having a surface area of 0.45 m^2 provided solids-liquid separation. Weir height was manually adjustable to permit flexibility in choosing the clarifier fluid volume.

During Phase 1 of the project, one or both of the parallel systems was operated to accomplish the instrument evaluations. Temperature-controlled, degritted raw sewage from the Burlington Skyway Water Pollution Control Plant was fed to the primary clarifier at a constant flow rate and with normal uncontrolled variations in organic and inorganic concentrations. Primary clarified effluent and return activated sludge were fed to each biological reactor using variable speed pumps, each with a maximum flow of 21.6 m^3/d. Diffused air was introduced to the biological reactors through perforated PVC piping. Maximum fluid depth was about 1.2 m.

2.1 Instrumentation

Although many instruments have been in laboratory use for many years, to determine, for example, dissolved oxygen, turbidity, temperature, and pH, there has been limited experience to date with their continuous use in the activated sludge process. Process hostility exists in the form of sensor fouling by contaminants in the fluid stream and fouling through the growth of biological films on the sensors. Inevitably, this environment will lead to poor experiences with sensor use if proper considerations for selection, installation, calibration and maintenance are not established.

In the initial stages of this project, the WTC invited instrument suppliers to submit specific instruments for in-house evaluation. The aim of the evaluation was to provide a partial basis for purchase recommendations along with a review of the technical specifications for the various instruments. Instruments tested in this manner included

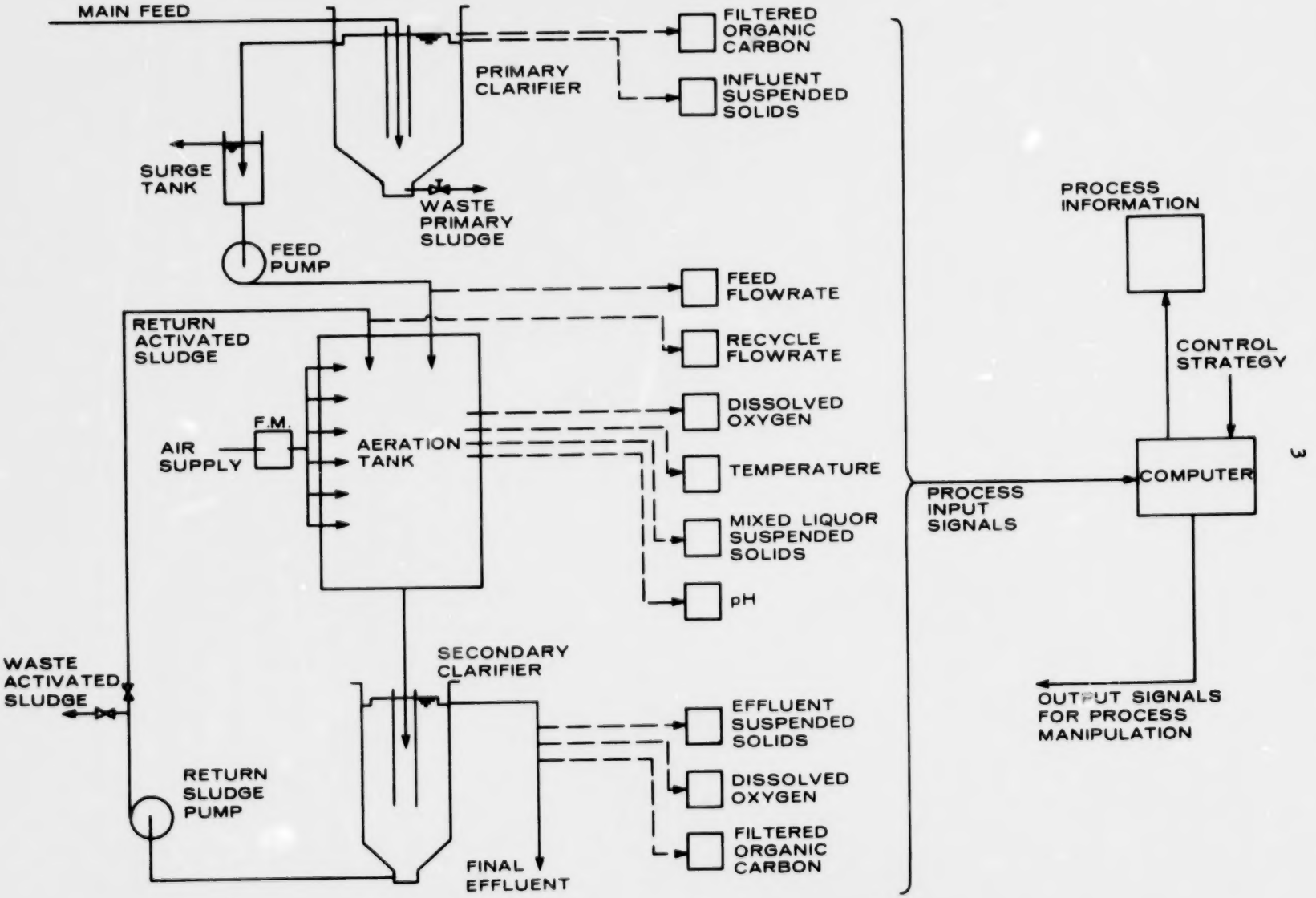


FIGURE 1 ACTIVATED SLUDGE PILOT PLANT - TYPICAL OF TWO PLANTS

products designed to measure DO (dissolved oxygen), MLSS (mixed liquor suspended solids), RASS (return activated sludge suspended solids), ESS (effluent suspended solids), and ISS (influent suspended solids). Only one supplier (Dohrmann Envirotech) of continuous monitoring TOC (total organic carbon) instrumentation agreed to loan the product (DC-62) for evaluation. In general, suppliers are helpful in this regard and are eager to have their products evaluated; however, equipment suitable for loan is not always available to a prospective purchaser for an adequate and convenient period of time. In the area of wastewater treatment, which only recently has started to use continuous instrumentation, suppliers would be well-advised to have demonstrator units in good repair available for customer evaluation. It is partially through this mechanism that greater acceptance of instrumentation will be made by the ultimate users. Efforts are underway to establish an international instrumentation testing and evaluation institute for the wastewater industry[9].

Table 1 lists the major instruments selected for purchase and installed on the pilot plant. Both parallel systems had identical instrumentation interfaced to a process minicomputer. All signal outputs were isolated 4-20 ma current type. Grounded outputs were avoided to reduce signal noise. Except for temperature, liquid and air flow meters, the instrument analyzers had local switch-selectable ranges; however, range changes and calibrations were not automatically detected by the minicomputer. This would have been desirable. Local analog or digital indication was provided for all sensors.

Early in the in-house evaluation program, it was realized that instruments not designed to be self-cleaning and immersed directly in the primary effluent, secondary effluent, mixed liquor, or return activated sludge would rapidly become fouled with a biological film. On the other hand, one manufacturer's DO electrode which was mounted in a flow-through configuration did not develop a biofilm coating affecting performance. Figures 2 and 3 show the difference between a DO electrode (pHOX) immersed in mixed liquor in a dip-mode and another electrode (Beckman) operated in a flow-through mode. An excessive, mass transfer limiting, reacting biofilm developed within two days of insertion into the mixed liquor and could not be prevented by simple cleaning or increasing turbulence by placing directly above air diffusers. The same electrode (pHOX) shown in Figure 2, when inserted into a flow-through cell, did not develop the biofilm shown in the photograph. After a three-week test and only one re-calibration, the Beckman flow-through electrode agreed with a standardized electrode (YSI model 54). Based on this observation it was decided to mount as many instruments as possible in the flow-through mode to minimize fouling and improve signal quality. Later work at the WTC, using the

TABLE 1 LIST OF INSTRUMENTS AND PARTIAL SPECIFICATIONS

Instrument	Number	Range	Manufacturer	Model	Approx. Capital Cost (Date)	Principle
DO	6	0-20 mg/L	pHOX	65-B sensor 66-transmitter	$ 4 200 (1978)	flow-through
MLSS & RASS	4	0-300,3000, 30000 mg/L	Monitek	CLAM 52-LE	$ 5 100 ea. (1978)	photometric, self-cleaning, flow-through
pH	5	0-14	Beckman	980	$ 5 300 (1978)	
Temperature	1	0-40 °C	Rosemount	444 RL	$ 400 (1978)	resistance, flow-through
ESS	2	0-30, 100, 300 mg/L	Lisle-Metrix	DRT 285	$ 1 300 (1978)	photometric, flow-through
Liquid Flow	4	0-45 L/min	Foxboro; Brooks	280 H; 7000	~ $4 000 (1978)	magnetic
TOC	1	variable	Dohrmann-Envirotech	DC-62	$ 16 000 (1978)	UV -persulphate, infrared CO_2
TOC	1	variable	Built in-house		$ 10 000 + labor (1979)	UV -persulphate, infrared CO_2
Continuous Filter	2	20μ pore size	Astro Resources Corp.	Foxfilter	$ 1 300 ea. (1979)	paper tape, 20μ pore size for TOC analyser
ISS	1	0-30, 100, 300, 3000 mg/L	Monitek	CLAM 53-LE	$ 5 300 (1978)	photometric, self-cleaning
Air Flow	2	0-10 L/s	Brooks	3623 meter, 5522H transmitter	$ 1 800 ea. (1978)	rotameter, electronic transmitting

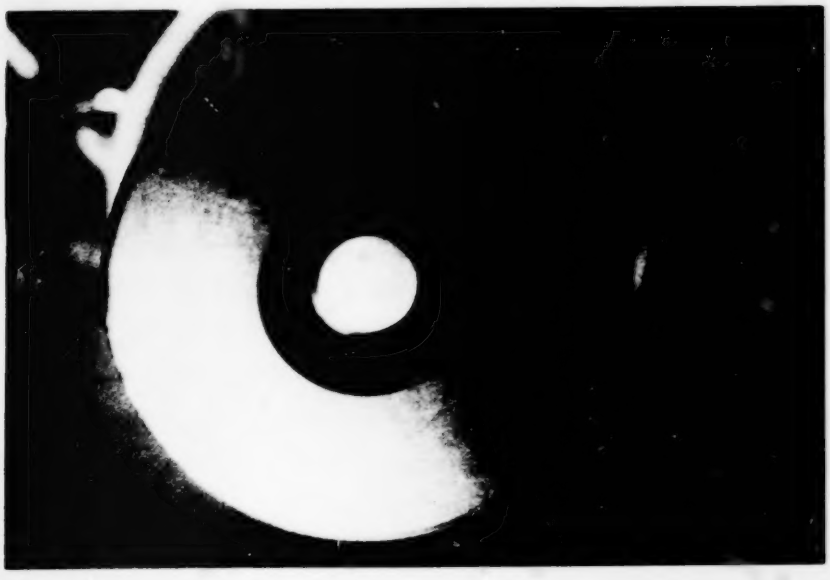


FIGURE 2 pHOX DISSOLVED OXYGEN SENSOR MEMBRANE, DIP-TYPE

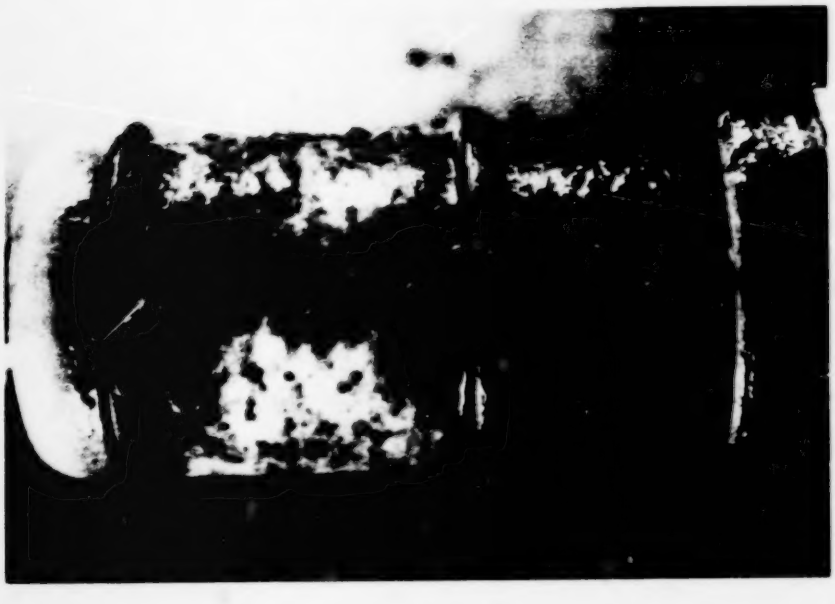


FIGURE 3 BECKMAN DISSOLVED OXYGEN SENSOR MEMBRANE, FLOW-THROUGH CELL

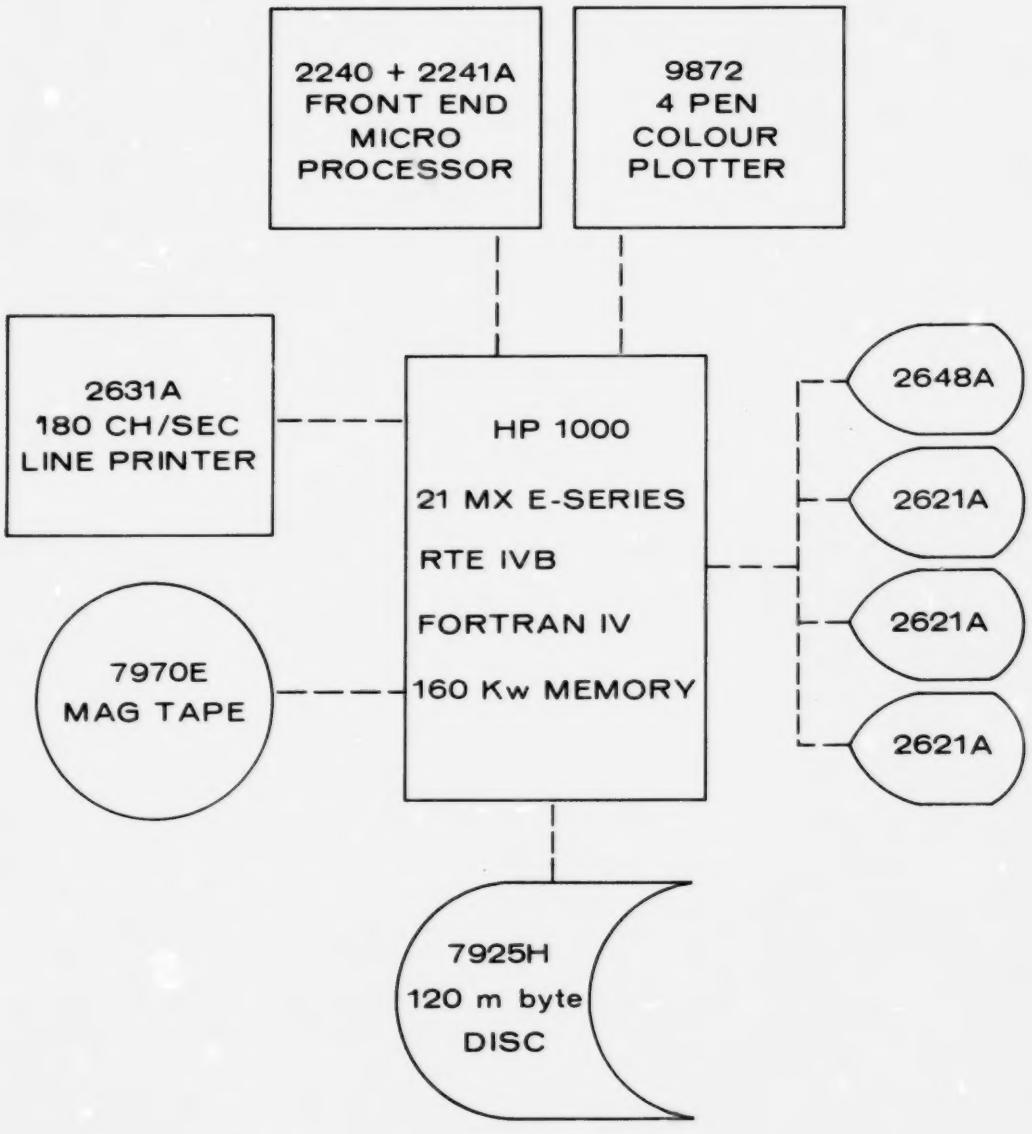
pHOX electrode in a dip mode in a package plant, did not lead to a significant biofilm growth on the membrane. This may have been due to greater shear in the package plant system.

2.2 Digital Minicomputer Hardware

The minicomputer consisted of a Hewlett-Packard (HP) 1000 model 31 computer system (21MX E Series) with the RTE-IVB operating system. The installation is depicted in Figures 4 and 5. The CPU and mass storage devices consisted of 160 K-words partitioned memory, 120M-byte disc, and nine-track 1600 BPI magnetic tape. Operator interface was made using four CRT's, one having graphics capability. Multiple terminals were provided for other users of the computer hardware. Hardcopy was obtained using a 180 character per second printer and a graphics plotter.

FIGURE 4 MINICOMPUTER DATA ACQUISITION AND CONTROL SYSTEM

Pilot plant instruments were interfaced to the minicomputer via an HP 2240A and 2241A frontend microprocessor. The microprocessor was configured for 32 differential 12-bit analog input (AI) channels (2-10 V), 16 analog output (AO) channels (0-10 V), 16 interrupt channels, 64 digital output (DO) and 32 digital input (DI) channels. Appropriate



* ALL HARDWARE MANUFACTURED BY HEWLETT PACKARD

FIGURE 5 BLOCK DIAGRAM REPRESENTING MINICOMPUTER DATA ACQUISITION AND CONTROL SYSTEM

signal conditioning (e.g., current to voltage, voltage to current) and relay output hardware were associated with the microprocessor. Twisted-pair, shielded cable including a drain wire and screw terminations was used to connect instruments to the signal conditioning hardware. Electrical noise was inhibited and cable was protected between microprocessor and pilot plant by enclosure in an aluminum conduit. The shielded drain wire was grounded at the signal source.

All instruments were connected to the AI channels. Optical isolation was used. Output signals to pumps and certain valves were made through the AO channels. On-off pilot plant devices such as solenoid valves and alarms were interfaced via the DO channels.

The minicomputer was provided with sufficient capacity and peripheral devices to permit activities such as modelling and data analysis. These activities were over and above the activities normally associated with data acquisition and control, thus necessitating an expanded system.

2.3 Minicomputer Software

All user-written software for automatic data acquisition and process control was provided using FORTRAN IV. Real-time extensions provided for continuous sequencing of program activity round-the-clock. These extensions required the learning and use of additional programming commands associated with program scheduling and execution, communication between FORTRAN programs, between FORTRAN programs and the process sensors and control devices via the HP 2240, and storage of the automatically collected data from the FORTRAN program to the mass storage devices. Most of the necessary commands were specific to the HP system. A simplified example of the type of FORTRAN request using an HP real-time extension is given below for a DO measurement calibrated for a 0-20 mg/L range:

```
C
C     READ FROM THE HP2240 (LOGICAL UNIT NO.16) ONE ANALOG INPUT
C     VOLTAGE AND STORE IN THE INTEGER VARIABLE "ISIG".
C
C     FORMAT STATEMENT NO. 5 MEANS "MEASURE ANALOG INPUT
C     STARTING AT SLOT NO.1 AND CHANNEL NO. 2 AND CONTINUE
C     SEQUENTIALLY FOR 1 CHANNEL".
C
```

```
      WRITE (16,5)
5     FORMAT ("AI,1,2,I")
      READ (16,*) ICOND, ISIG
C
C     TEST THE ERROR CONDITION CODE RETURNED IN "ICOND" TO SEE IF THE
C     REQUEST COMPLETED WITHOUT ERROR i.e. 0 = no error
C                                          1 = error or erroneous data
C
      IF (ICOND. EQ. 1) GO TO 100
C
C     CONVERT ANALOG VOLTAGE TO THE CORRECT ENGINEERING UNITS
      ASSUMING
C     4-20 mAMPS = 2-10 volts AND INSTRUMENT SCALE = 0-20 units
C
      SLOPE=8./20.
      ENG = FLOAT (ISIG-2000)/(SLOPE *1000.0)


100   CALL ERR (ICOND), ERROR RECOVERY ROUTINE.
```

The voltage read (ISIG) was converted to scientific units within the FORTRAN program using a calibration subroutine. Calibration curves were determined for each instrument and the appropriate data (e.g., slope and intercept for linear instrument output) input to the program by the plant operator. If, in the above example, a dissolved oxygen signal was monitored and the concentration was linearly related to voltage as shown in Figure 6, then the voltage would be returned in ISIG as, say, 6 V. Using the stored value of ISIG the FORTRAN program calculated the DO using the linear expression shown in Figure 6. The calculated value was used for monitoring and control purposes in a repetitive manner as required.

In practise, software development to accomplish long-term report generation and process control functions was more involved than the simple example shown above. At least one full-time person-year was necessary to maintain, develop, and operate the hardware and software associated with the minicomputer for the type of investigative

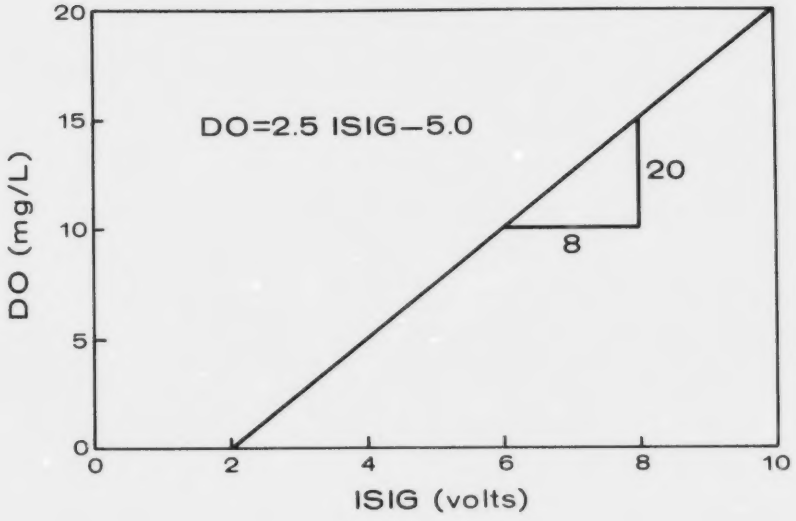


FIGURE 6 RELATIONSHIP BETWEEN CONCENTRATION AND VOLTAGE MEASUREMENTS

work reported here. Program debugging and maintenance were important and time-consuming functions. The operator had to have a knowledge of the minicomputer operating system, digital arithmetic, real-time programming, and of FORTRAN IV or a similar language. It also was a very significant advantage to have a minicomputer operator experienced in the operation of the pilot plant.

2.4 Data Acquisition and Report Generation Software

For data acquisition and report generation, several programs were written and disc files created. Figure 7 summarizes the information flow path of these programs and files.

Program DATU was the principal program involved in on-line data acquisition from the pilot plant sensors. Program DATU was scheduled to run once every five seconds, requesting and obtaining a millivolt reading from each of 32 analog instrument input channels. After one minute had elapsed, the 12 readings for each sensor were averaged, converted from voltages to scientific units, and written to an on-line "circular" file. The data were time-stamped with the Julian day and the minute. DATU also scanned the system memory to check several items alterable by the user:

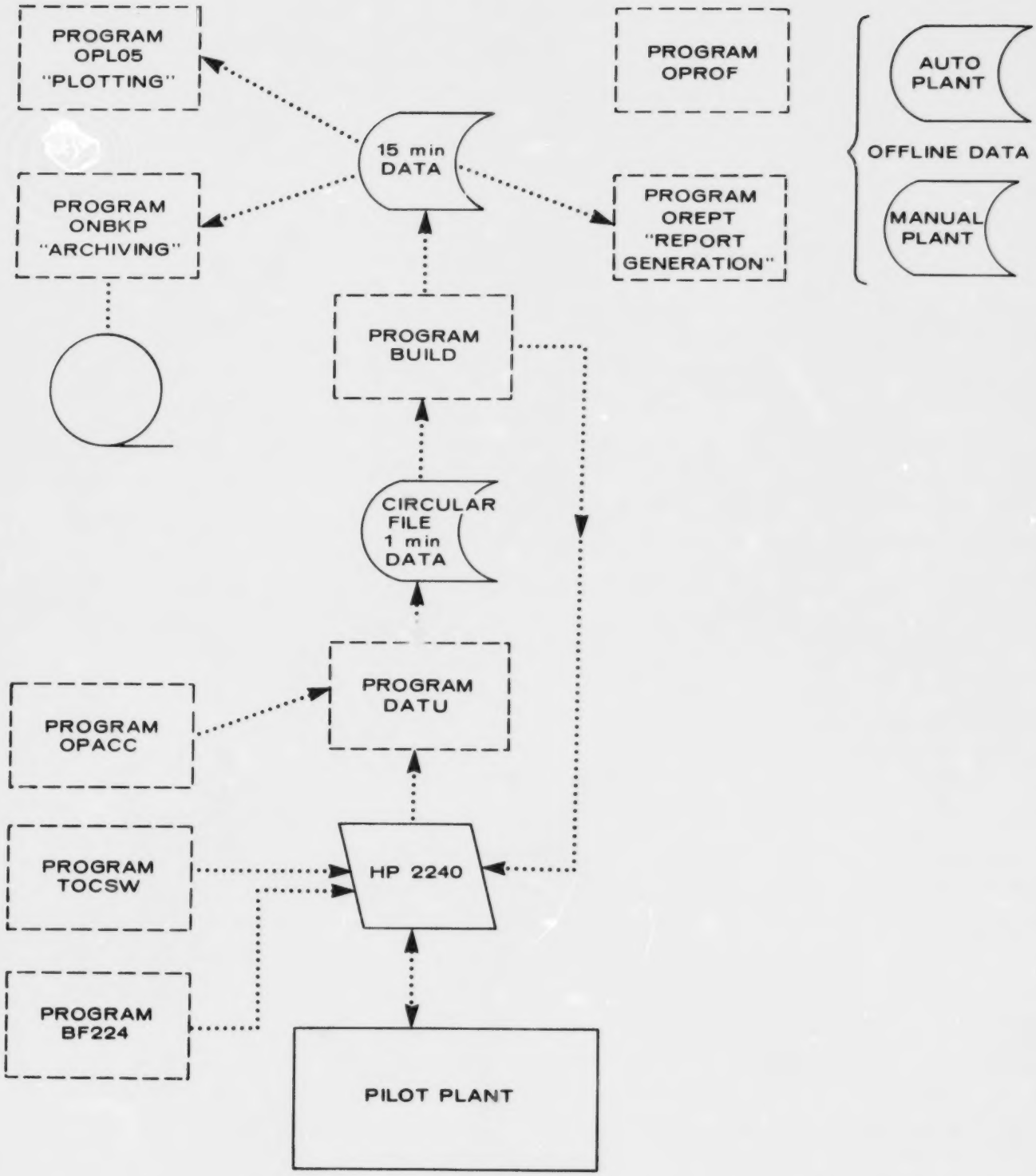


FIGURE 7 SCHEMATIC OF DATA ACQUISITION, REPORT GENERATION AND CONTROL SOFTWARE STRUCTURE

a) change in calibration constant(s), range, or data acquisition rate for any sensor;
b) change in sensor channel number in microprocessor;
c) calibration notices transmitted to DATU to inhibit data acquisition during calibrations;
d) data from one on-line TOC analyzer sequentially monitoring two effluent streams were assessed by DATU to decide on the stream identification;
e) other pertinent information obtainable from memory by DATU.

When necessary, program OPACC, for operator access, was run by the operator to manipulate the above items. This program presented a menu to the operator on the CRT which could easily be altered.

The sequence identification for the TOC analysis was governed by a separate real-time program, TOCSW, which cycled at 30-minute intervals. This program automatically controlled the TOC analyser feed stream, alternatively providing flow from each system by manipulating a three-way solenoid valve using the digital output devices. The cycle time was governed by the response characteristic of the TOC analyzer.

On-line data were stored only temporarily in the circular file. If desired, these data were used for special purposes. The file was self-limiting in size to conserve disc space; thus, program BUILD was scheduled to run on a 15-minute cycle to read new data entered into the circular file by DATU, to calculate the 15-minute averages of these data, to time-stamp the data, and to write the time and averages to a larger disc file on a long-term basis (e.g., 30 days). Based on the on-line measurements of liquid flow, air flow, temperature, DO and MLSS, program BUILD also calculated the oxygen uptake rate (OUR) and specific oxygen uptake rate (SCOUR) of the microorganisms in the aeration tank. Off-line measurements of the volumetric oxygen transfer coefficient ($K_L a$) and aeration tank volume were provided to permit calculation of OUR and SCOUR. Program BUILD provided round-the-clock alarm capability for gross instrument failure or out of limit conditions.

Off-line data for laboratory analyses such as COD, BOD_5, TKN, NH_3-N, were entered for a specific date and time via the CRT's to two disc files. Each of these files accomodated data from one of the parallel pilot plant systems. Operator-collected data for sludge volume index (SVI), gravimetrically determined MLSS and RASS, clarifier blanket height, effluent SS and manually determined solids retention time (SRT) values were accomodated in these files.

There were four separate methods of obtaining soft or hardcopy outputs of the on-line and off-line data. These methods included:

1) Listing of each 15-minute average for on-line data from program BUILD between times specified by the operator using program ONBKP.
2) Graphic plotting of on-line data for any 24-hour period using program OPLO5.
3) Listing of off-line data between times specified by the operator using program OPROF.
4) Tabulation in a summary format of off-line and on-line data for any 24-hour period using program OREPT. This tabulation consisted of mean, and 15-minute minimum and maximum values for each variable. Other pertinent variables, such as organic loadings, clarifier solids loadings, and clarifier surface loadings, were also calculated and printed.

Program ONBKP permitted the on-line file storing the 15-minute averages to be stored on magnetic tape. This action was necessary to backup the data in the event of a disc failure and for long-term data storage. FORTRAN programs were also backed up on magnetic tape.

Program BF224 was a special purpose program which permitted the pilot plant operator to obtain direct millivolt readings from the HP 2240 and 2241 AI channels. These readings were used to compare on-line sensor results with standard measurement techniques for instrument evaluation and calibration.

Provision was made for the pilot plant operator to log comments regarding plant operation on a disc file dedicated to this function. This gave a permanent record of pertinent events surrounding plant operation and an auxilliary location for data which could not be managed by the other programs and files. A print-out of this information was easily obtained by specifying the dates of interest.

3 INSTRUMENT EVALUATION

After the selection of the process sensors, a program was initiated to monitor long-term instrument response under process conditions. The objectives of this evaluation were:

a) to assess instrument precision and accuracy compared to standard reference techniques,
b) to determine maintenance requirements,
c) to determine calibration requirements.

These evaluations were necessary to verify instrument suitability for on-line data collection in field practice. The instrumentation reliability was important in the application of process control strategies.

To determine on-line instrument precision and accuracy, a program was initiated to collect data to permit statistical comparison to a standard reference technique. Table 2 summarizes the minimum frequency of data collection for comparative purposes.

TABLE 2 MINIMUM DATA COLLECTION FREQUENCY FOR INSTRUMENT EVALUATION

Instrument (manufacturer)	Frequency (per week)
MLSS (Monitek)	2
RASS (Monitek)	2
DO (pHOX)	2
ESS (Lisle-Metrix)	2
ISS (Monitek)	2
pH (Beckman)	1
Temp (Rosemount)	1
Liquid Flow (Brooks, Foxboro)	1

3.1 Dissolved Oxygen

In aerobic biological wastewater systems, one aim is to convert organic carbon to CO_2 and new bacterial cells. In nitrifying systems there is the added objective of converting ammonia nitrogen to nitrate nitrogen. These objectives require the biochemical use of oxygen. In activated sludge systems, the oxygen needed is usually provided by compressors with submerged diffusors or by mechanical surface aerators. Usually a minimum of 1 to 2 mg/L of dissolved oxygen is considered necessary to promote biological activity and guarantee process performance. Aeration requires the most significant single input of energy in a majority of systems. This has a significant effect on plant operating costs and in many cases consumes most of the utility budget. Thus minimization of oxygen consumption will minimize energy costs associated with aeration. Control of the DO to minimize energy consumption may also lead to improved process performance.

A 1977 survey[10] including 30 conventional activated sludge plants in Ontario indicated that annual utility requirements comprised an average of 21% of the total operating costs or 58% of the total supplies and equipment costs. Using this data and assuming that a 20% utility saving can be made through DO control, an annual 4.3% saving in total operating costs would be realized, or an annual 11.5% saving in the total supplies and equipment expenses. For these 30 plants this would amount to a total dollar saving of $414 500 per year or an average $13 820 per year per plant. Actual plant savings would vary with scale. Assuming a capital investment of $10 000 per plant[11] a pay back period (PBP) can be calculated:

$$\text{PBP} = \frac{\text{investment cost \$}}{\text{\$ savings per year}}$$

$$= \frac{\$\ 10\ 000}{\$\ 13\ 820/\text{yr}}$$

$$= 0.72 \text{ years}$$

It can be assumed that the equipment has at least a ten-year life span. The initial investment would seem to be so highly profitable as to suggest inaccuracy in the simplistic estimation of investment cost or annual savings. Annual increases in energy costs since 1977 and future increases in energy costs will favour DO control strategies, including implementation in smaller plants.

Implementation of DO control requires that a suitable sensor exist for on-line process measurement of DO. Figures 8a, 8b and 8c show the correlation of three independent on-line DO analyzers (pHOX) to a laboratory calibrated YSI Model 54 oxygen analyzer. Two probes were located in one of the parallel pilot plant reactors while one was located in the other reactor. Table 3 summarizes the performance of the individual sensors. A paired t-test was used to evaluate the significance of divergence of the pHOX data from the standard YSI data.

TABLE 3 DO SENSOR PERFORMANCE

Sensor	Number of Data Points (n)	Duration of Assessment (months)	Mean Difference* (mg/L)	Significantly Different from zero
1	72	8	-0.12	Yes
2	43	7	-0.02	No
3	53	5	+0.03	No

* based on paired t-test at 95% level.

These data showed that the instrument deviated from the standard YSI reference electrode in one of the three cases; however, the mean difference was relatively small and barely significant in this case.

The error standard deviations for the DO sensors were evaluated using the paired data. Table 4 summarizes the results based on a reference electrode having a standard deviation, S_r, of 0.05 mg/L. This standard deviation has been indicated as the most likely value obtainable for most commercially available membrane systems[9]. Instrument standard deviation was determined using:

$$S_I = \sqrt{S_M^2 - S_R^2}$$

where:

S_I = calculated instrument standard deviation

S_M = measured standard deviation of differences

S_R = reference sensor standard deviation.

These estimates of instrument precision were conservative since relatively high precision was allocated to the reference YSI electrode in each case.

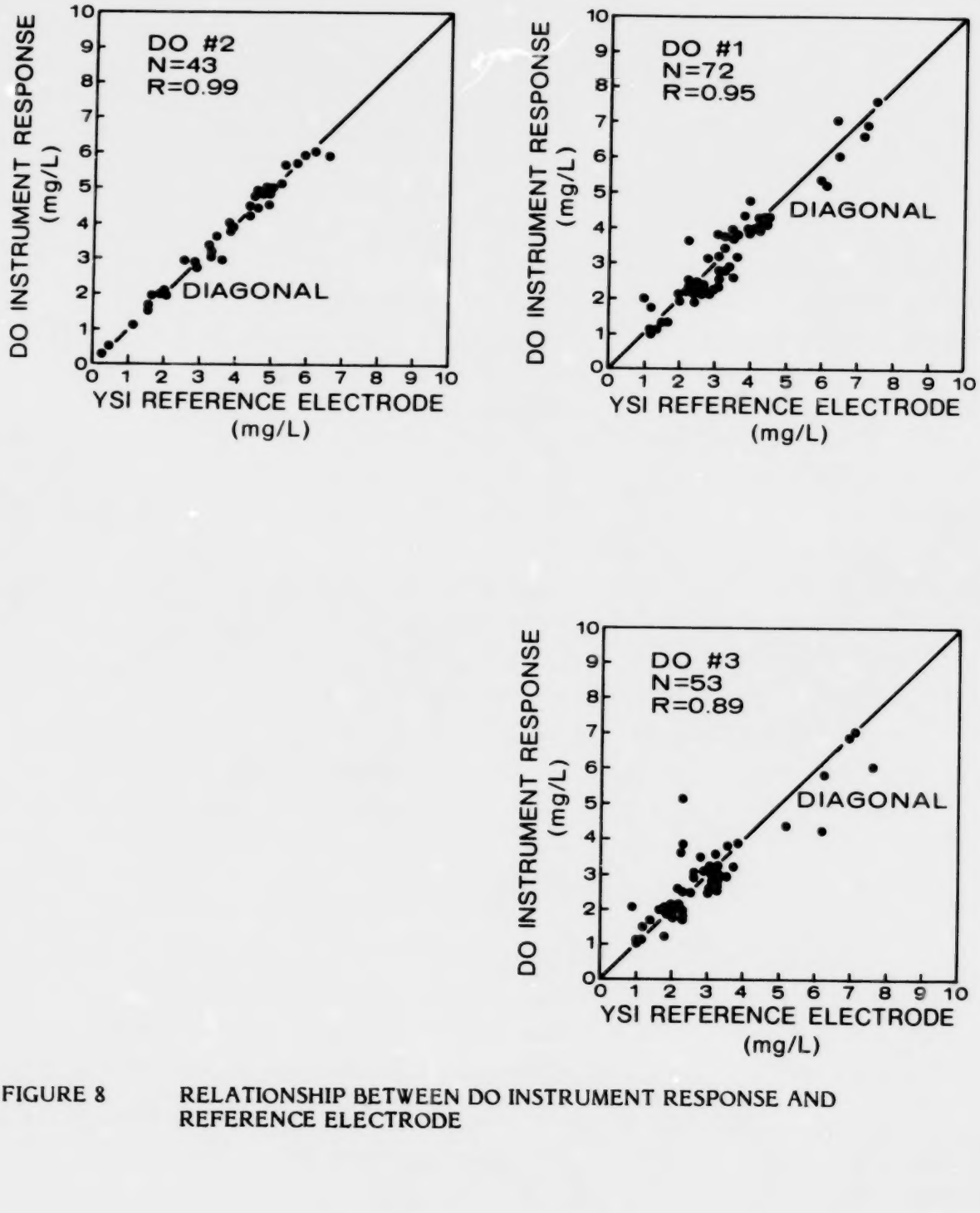


FIGURE 8 RELATIONSHIP BETWEEN DO INSTRUMENT RESPONSE AND REFERENCE ELECTRODE

A lower instrument standard deviation, S_I, can be expected as S_R is increased to a value corresponding to that of S_I. Having made this assumption, Sørensen[7] evaluated DO sensors statistically and measured S_I values averaging about one-half of those reported in Table 4.

TABLE 4 DO INSTRUMENT STANDARD DEVIATIONS

		Standard Deviation (mg/L)	
Sensor	n	S_R*	S_I
1	72	0.05	0.43
2	43	0.05	0.21
3	53	0.05	0.70

* from reference 12.

Irrespective of the analysis method, in typical usage these instruments do not meet the specifications of 1% of scale discrimination or 0.5% accuracy as stipulated by the manufacturer. It is stressed, however, that the sensors are generally reliable and acceptable for on-line process monitoring and control.

Table 5 lists the maintenance and calibration requirements for the three pHOX DO sensors discussed. In general, problems were not identified until pHOX electrode response readings had deviated from the reading of a standardized YSI check probe immersed in the mixed liquor or the electrode response became erratic. The plug-in pHOX electrode cell was exchangeable on a replacement part exchange basis with a guarantee of one year. It is essential for a plant to stock exchange cells for unexpected failures. One important observation made at the WTC was that the manufacturer supplied new electrodes packaged in an bisulphite solution to eliminate dissolved oxygen in the storage cell. In fact, this solution was observed to have the characteristic odour of H_2S after several months' storage. It was believed that the H_2S was attacking the membrane-covered silver cathode. Subsequently the sulphite solution was replaced with distilled water for storage.

In the pilot plant aeration system it also was found to be necessary to locate the suction tube of the centrifugal pumps feeding the electrode to avoid pumping entrained air from the diffusers past the electrode. Entrained air lead to a noisy signal

TABLE 5 MAINTENANCE AND CALIBRATION REQUIREMENTS FOR pHOX DO SENSORS

Date (1979)		Problem	Action
Jan.	11	Inconsistent performance	Sensors 1 and 2 replaced
	22	Low response to high D.O. (>5)	Sensor 3 recalibrated
	23	Inconsistent performance	Sensor 2 replaced
Feb.	1	Low response to high D.O. (>7)	Sensor 3 recalibrated
	5	Low response to high D.O. (6.5)	Sensor 3 recalibrated
Apr.	8	Membrane partially fouled	Sensor 1 recalibrated
	9	Adjusted as per YSI after recalibration	Sensor 1 adjusted
June	9	Erratic, recirculation pumps unreliable	Sensor 3 replaced
	18	Transmitter/probe jumps to full scale	Sensor 3 switched off for duration of tests
Aug.	28	Drifting signal	Sensor 1 calibration adjustment
Sept.	3	Didn't match reference YSI probe	Sensors 1 and 2 calibration adjustment
	10	Partially fouled, increased flow to cell	Sensor 2 membrane cleaned
	12	Readjustment after previous cleaning	Sensor 2 calibration adjustment
	16	Erratic performance	Sensors 1 and 2 membranes replaced and recalibrated
	17	Wouldn't span	Sensor 1 replaced
Oct.	15	Increased full scale adjustment wouldn't span for K_{La} test	Sensor 2 recalibrated

from the probe. In full-scale systems both probe location and number of probes will be important factors in accurately and precisely determining DO concentration. It will be very important to have rapid transfer of mixed liquor to a probe to minimize oxygen uptake in transit in a flow-through cell.

It was demonstrated in re-aeration tests that the pHOX electrode did not respond as quickly to the de-aeration phase as a YSI probe with smaller electrode, electrolyte capacity, and 0.025 mm membrane thickness versus the 0.05 mm thickness of the pHOX membrane. Because of the pHOX electrode size, it is probably inherently less

suited to monitoring rapid disturbances in DO concentration. The advantage of relatively long and stable operation outweigh this disadvantage for control purposes but it must be considered in non-steady state analyses. Further efforts are being directed to measurement of instrument response at the WTC.

Considering the process information that can be obtained through on-line DO monitoring and the potential for significant energy savings through DO control, the relative ease of operation of DO sensors make them a highly desirable addition to biological wastewater treatment systems. Their usage must be tempered by the recognition that skillful placement, regular attention and maintenance must be applied to ensure energy savings and improved operation.

3.2 Mixed Liquor, Return, and Waste Activated Sludge Suspended Solids

Three important process variables that must be monitored in activated sludge systems are

a) reactor mixed liquor suspended solids concentration,
b) return activated sludge suspended solids concentration, and
c) waste activated sludge suspended solids concentration.

These variables must be monitored to determine process organic loadings, secondary clarifier thickening effectiveness, and the sludge wasting rate for effective plant solids management. Usually, monitoring is carried out manually using solids filtration, drying, and gravimetric determination of the solids concentrations. These manual determinations suffer from delay and are time-consuming and generally limited to occasional grab or composite samples of the appropriate fluid streams. Often, these determinations may be adequate for plant operation but much plant information can be lost through infrequent sampling and analysis. For example, determination of waste sludge quantities can be very difficult in full-scale plants due to large fluctuations in solids concentration, particularly where intermittent wasting interrupts the return sludge flow, subjecting the clarifier to variable loadings. The use of on-line suspended solids monitoring instrumentation potentially can provide continuous records of plant performance and improve the possibility of better operational control.

A Monitek model 52-LE CLAM suspended solids sensor was chosen for measuring suspended solids concentrations in these process streams. Initially, a rapid screening evaluation was made of one sensor located to monitor mixed liquor and another

sensor located to monitor return activated sludge. The objective of this evaluation was to observe the nature of the signal and its precision without interfering with the instrument in a way not quantifiable after the initial calibration. The duration of the evaluation was four weeks.

The meters were independently calibrated off-line by adapting a 5-cm inside diameter opaque hose about 15 cm in length over the end of the sampling shaft. The hose was filled with mixed liquor or return activated sludge of gravimetrically determined suspended solids concentrations. The sample was agitated with a simple plunger. Full scale and zero calibrations were repeated to minimize errors due to interdependence. Zero calibrations were performed using tap water or filtered effluent.

After calibration the sensors were located in the appropriate process streams on the pilot plant. The test consisted of comparing the suspended solids measured using the sensors to suspended solids concentrations measured gravimetrically in grab samples. Four sets of test runs were performed with each set comprising 10 comparisons between the gravimetric and sensor data for a total of 40 measurements. Since the instrument had a damping switch (on/off), and because of the flow-through configuration, the sets were run to include each factor in the assessment as shown in Table 6.

TABLE 6 CONDITIONS FOR EVALUATION OF SUSPENDED SOLIDS SENSORS

	Signal Damping	
	On	Off
Flow Past Sensor	3.4	3.4
(L/min)	6.8	6.8

To estimate the laboratory precision obtainable through manual sampling and gravimetric analysis, duplicate measurements were made on a total of 41 return activated sludge samples and 50 mixed liquor suspended solids samples by the pilot plant operator; the standard deviations for each stream were 81 and 63 mg/L, respectively. These estimates were used as reference values in determining the precision of the sensors according to:

$$S^2_{Sensor} = S^2_M - 2S^2_R$$

where:

S^2_M = measured variance of difference between the gravimetric and sensor suspended solids concentrations,

S^2_R = variance of duplicate laboratory reference measurements,

= $(0.081\ g/L)^2$ for RAS suspended solids,

= $(0.063\ g/L)^2$ for MLSS.

Since no acceptable standard of known concentration exists[12] for suspended solids, an estimate of the accuracy of the sensors could not be made. As Sørensen[7] indicated, the variance of the reference technique must be added to the variance of the instrument response since, in this case, the reference technique is used to calibrate the instrument.

Tables 7 and 8 present the average difference between the 10 paired comparisons and instrument standard deviations, respectively, of the RAS suspended solids sensors.

TABLE 7 MEAN DIFFERENCE BETWEEN GRAVIMETRIC AND SENSOR DATA FOR RAS SUSPENDED SOLIDS

	Mean Difference (g/L) with Signal Damping	
Flow Past Sensor (L/min)	On	Off
3.4	-0.479	-0.403
6.8	-0.311	-0.978

During the tests the average gravimetric RAS suspended solids concentration was 6.26 g/L.

In the case of the high flow rate and no damping for the RAS sensor a significantly higher difference and instrument standard deviation were observed. This set of observations was made after an electronic component of the unit had been repaired

TABLE 8 INSTRUMENT STANDARD DEVIATION FOR RAS SUSPENDED SOLIDS BASED ON PAIRED DATA

Flow Past Sensor (L/min)	Standard Deviation (g/L) with Signal Damping	
	On	Off
3.4	0.21	0.32
6.8	0.39	0.19

without recalibration of the unit and is not representative. Figure 9 is a plot of the pooled data showing the general relationship between instrument and reference data. A re-analysis of the RAS data was performed using the error variance calculated from residual sum of squares after linear regression of the sensor data to the corresponding gravimetric results. This eliminated a significant fraction of the error due to inadequate calibration. The instrument standard deviations calculated using this procedure are overestimated since there is no contribution to error due to the inaccuracy in gravimetric analysis, but the variance due to the gravimetric technique is small compared to the measured variance.

Table 9 summarizes the standard deviation after regression for the four sets of data. It is apparent that a large fraction of the instrument error shown in Table 9 is due to the calibration under the high flow and no damping conditions. It can be concluded based on Tables 8 and 9 that the standard deviation of the Monitek CLAM 52-LE suspended solids sensor yields a representative value between the range 0.19-0.39 g/L for returned activated sludge at a concentration of approximately 6.26 g/L. The same precision could be assumed to hold for waste activated sludge suspended solids. Signal damping and flow manipulation over the range indicated had no discernible effect on signal quality. With calibration adjustment, it subsequently was possible to minimize the differences between the sensor and gravimetric data such that the mean differences were not statistically different from zero.

Similar analyses were performed using the MLSS sensor. Results are tabulated in Tables 10 and 11. In each case, the average difference between gravimetric and sensor results was statistically different based on a paired t-test; however, the average of the

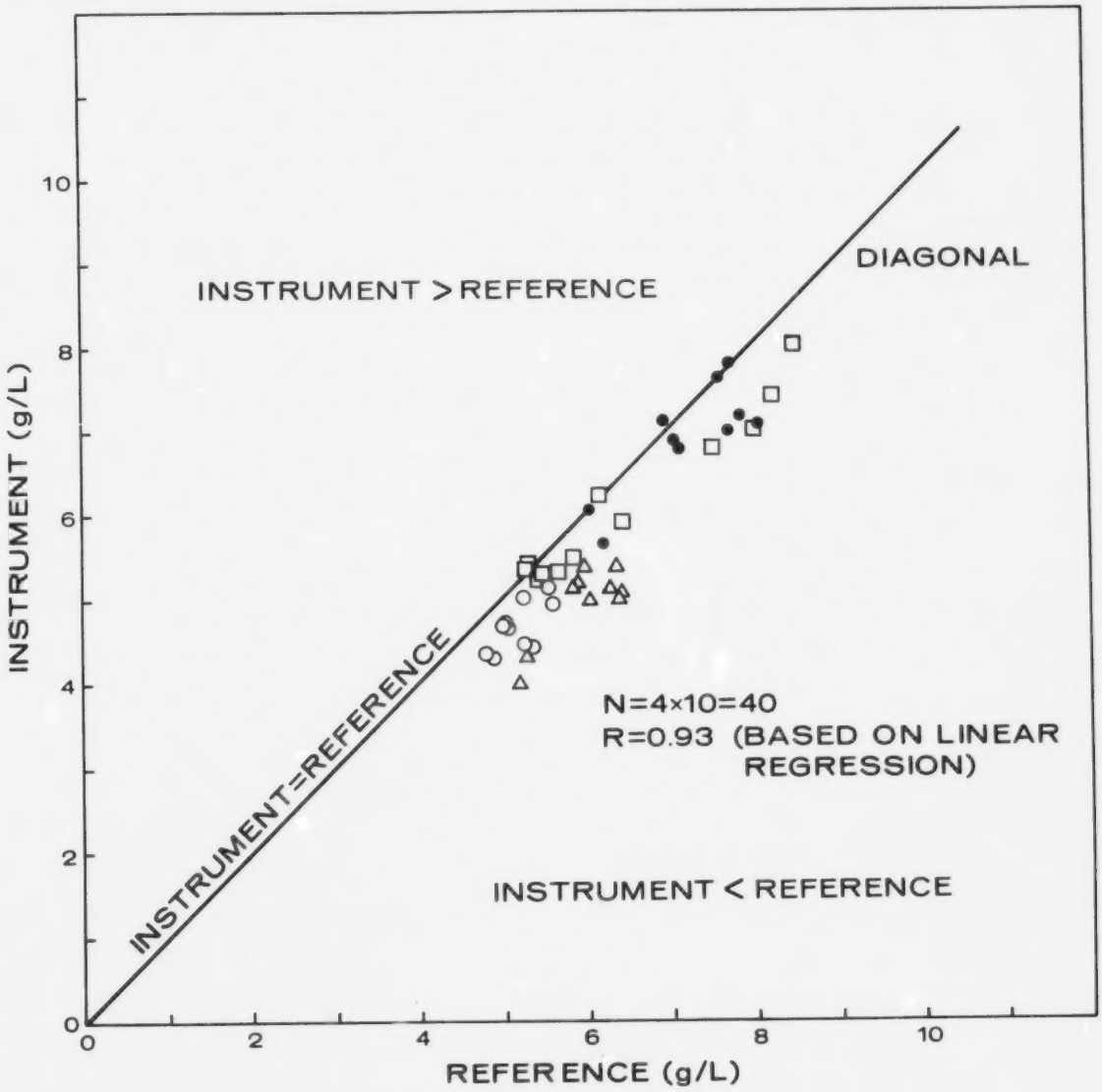


FIGURE 9 SCREENING EVALUATION OF RETURN ACTIVATED SLUDGE SUSPENDED SOLIDS SENSOR

TABLE 9 INSTRUMENT STANDARD DEVIATION FOR RAS SUSPENDED SOLIDS BASED ON RESIDUAL SUM OF SQUARES

Flow Past Sensor (L/min)	Standard Deviation (g/L) with Signal Damping	
	On	Off
3.4	0.24	0.26
6.8	0.39	0.28

TABLE 10 MEAN DIFFERENCE BETWEEN GRAVIMETRIC AND SENSOR DATA FOR MLSS

Flow Past Sensor (L/min)	Mean Difference (g/L) with Signal Damping	
	On	Off
3.4	0.155	0.055
6.8	0.133	0.064

TABLE 11 INSTRUMENT STANDARD DEVIATION FOR MLSS BASED ON PAIRED DATA

Flow Past Sensor (L/min)	Standard Deviation (g/L) with Signal Damping	
	On	Off
3.4	*	*
6.8	0.07	0.06

* not calculatable

differences was only 3.4% of the mean MLSS concentration of 3.0 g/L. The average standard deviation based on the paired data was 0.07 g/L or 2.3% of the mean. Figure 10 shows the linear relationship between the sensor and the gravimetric data for the four sets of runs pooled together.

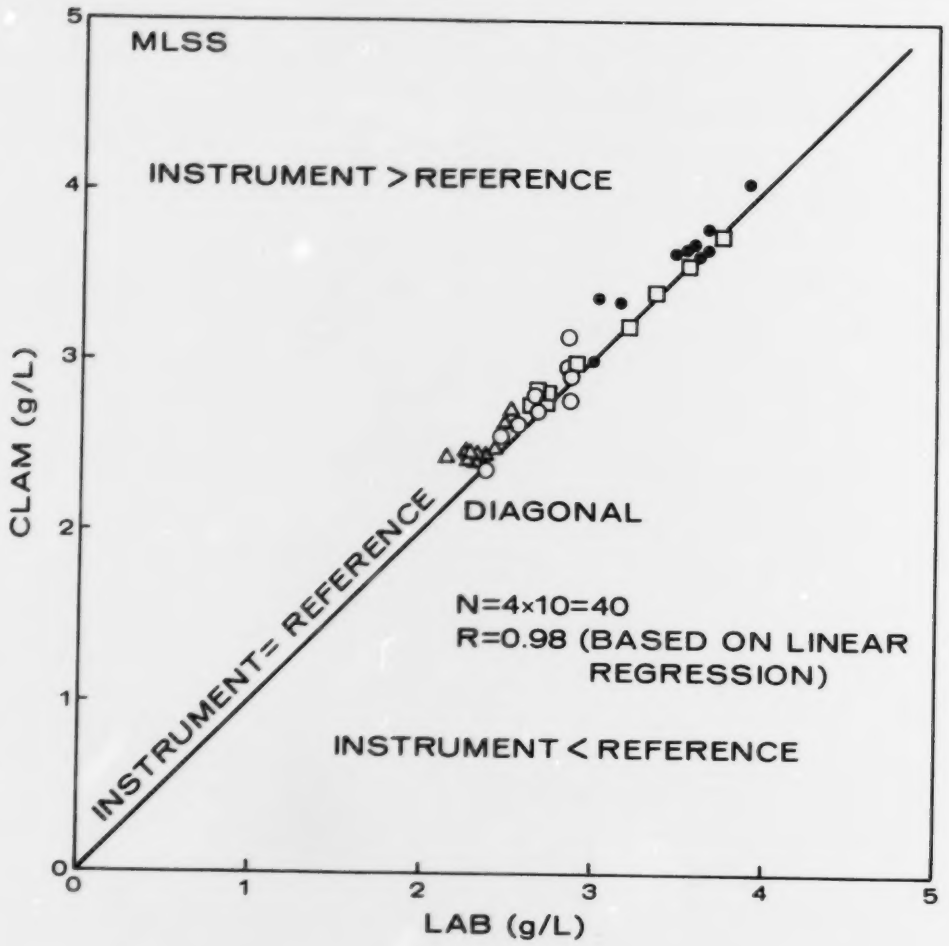


FIGURE 10 SCREENING EVALUATION OF MIXED LIQUOR SUSPENDED SOLIDS SENSOR

The instrument standard deviations of the four sets of runs based on the residual sums of squares after regression are listed in Table 12. The average standard deviation was 0.09 g/L.

TABLE 12 INSTRUMENT STANDARD DEVIATION FOR MLSS BASED ON RESIDUAL SUM OF SQUARES

	Standard Deviation (g/L) with Signal Damping	
Flow Past Sensor (L/min)	On	Off
3.4	0.065	0.044
6.8	0.117	0.116

After the initial analyses described above, a long-term monitoring program was initiated. Two mixed liquor and two RAS streams were monitored using four Monitek sensors between October 1979 and June 1980. One probe was located in each of the parallel pilot plant aeration tanks and return sludge lines. Table 13 summarizes the application dates and number of data points collected for each sensor.

TABLE 13 MONITORING DURATION AND NUMBER OF COMPARISONS OF SENSOR AND GRAVIMETRIC DATA FOR MONITEK SOLIDS SENSORS

Sensor	Date (d/m/y)	Number of Data Points
MLSS no. 2	07/12/79 - 12/6/80	86
RASS no. 2	07/12/79 - 12/6/80	78
MLSS no. 1	17/10/79 - 12/6/80	119
RASS no. 1	17/10/79 - 12/6/80	103

Figure 11 shows the correlation of the sensor data to gravimetric analyses of grab samples. With the exception of the MLSS no. 2 sensor, the correlation coefficients all exceed 0.9. Inspection of the raw data showed the first one-half of the data for the MLSS no. 2 sensor to be consistently higher than the gravimetric data due to inadequate

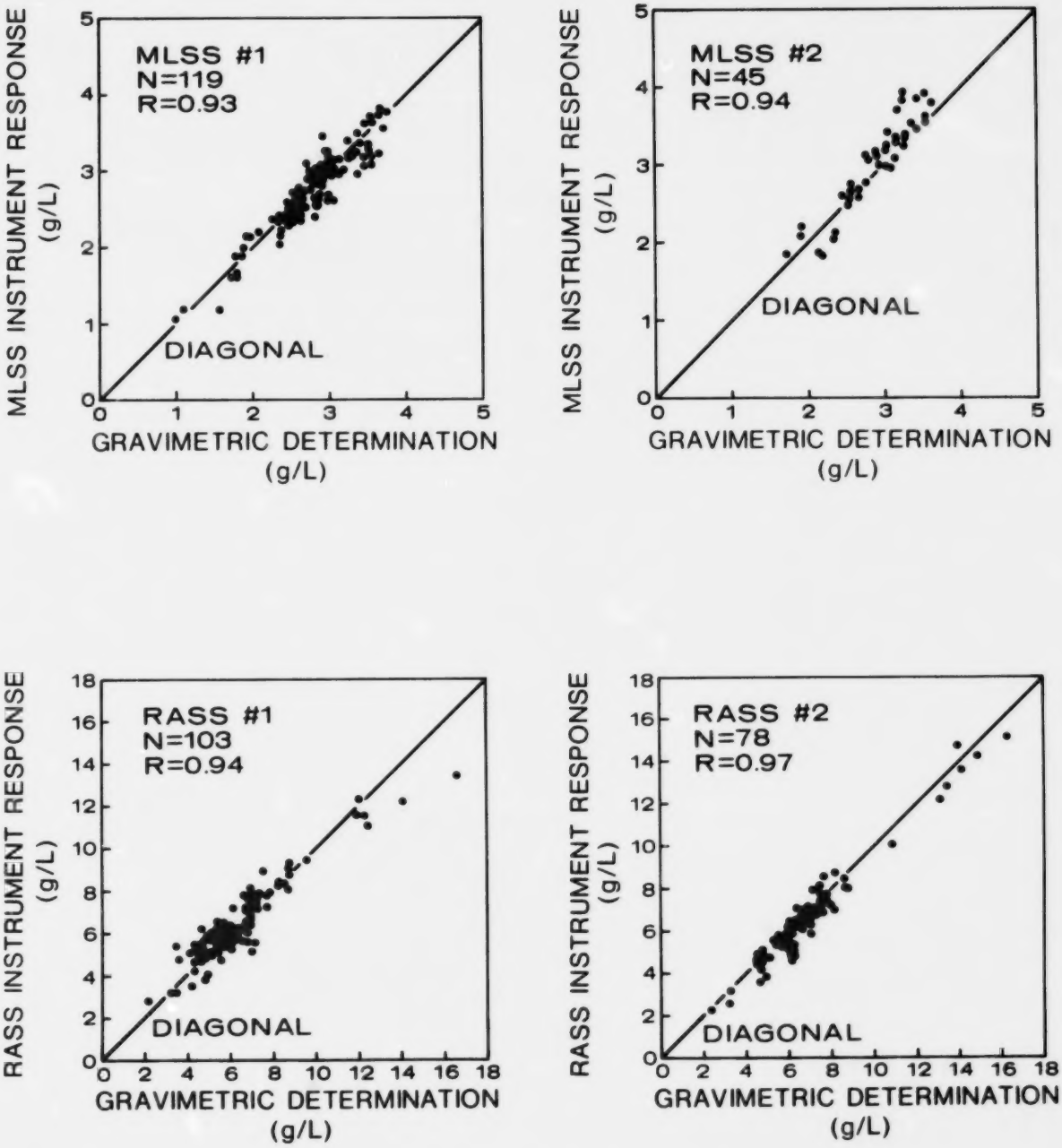


FIGURE 11 RELATIONSHIP BETWEEN SENSOR AND GRAVIMETRIC MIXED LIQUOR AND RETURN ACTIVATED SLUDGE SUSPENDED SOLIDS DATA

calibration. After recalibration, the performance of this sensor matched those of the other three sensors with a relatively high correlation ($r = 0.94$) to the gravimetric results. Data for this sensor after the recalibration were used in the following analyses.

The paired gravimetric and sensor data were used to evaluate whether the difference between the measurement procedures was significant. Table 14 summarizes the results. The worst case corresponds to the mean difference of 0.29 g/L for the RASS no. 2 sensor. Considering the average RAS suspended solids concentration of about 7.0 g/L, the mean difference is 4.1% of the absolute value in the worst case. Although two of the four sensors had significant mean differences from the reference gravimetric results, the differences are marginal in a practical sense.

The standard deviations of the series of duplicate laboratory measurements of 81 mg/L for RAS and 63 mg/L for MLSS were used again as the reference error. The results are tabulated in Table 14. It is apparent that the instrument standard deviation is significantly less in the case of mixed liquor suspended solids measurement than in the case of return activated sludge suspended solids. The standard deviation calculated for the RAS instrument is significantly higher than the level previously predicted based on paired data in the short-term tests. Four factors may contribute to the increased variability:

1) sampling inaccuracies for RAS suspended solids - RASS varied significantly with the rate of revolution of the clarifier rake drive;
2) increased instrument drift over long periods of operation;
3) calibration inaccuracies due to the lack of a true standard, and due to the interaction between instrument zero and full scale;
4) increasing measurement variance with increasing concentration.

Precautions were taken to ensure effective instrument calibration, but unacceptable increases in effort would be required for limited improvement in results. Similar observations were made by Sorensen[7] in his evaluation of solids sensors in a large pilot plant facility in Denmark.

RAS suspended solids concentrations are more difficult to sample manually than MLSS because of the variable underflow characteristics of the secondary clarifier. Underflow concentration depends on the flow rate, the rake drive mechanism, and the sludge and sludge blanket characteristics. At the pilot-scale level it was observed that the rake mechanism had a significant effect on underflow concentration, with solids

TABLE 14 MLSS AND RAS SUSPENDED SOLIDS SENSORS PERFORMANCE

Sensor	Number of Data Points	Duration of Assessment (months)	Mean Difference (g/L)	Significantly Different from zero $P_{0.05}$	S_I (g/L)
MLSS no. 1	119	9	-0.01	No	0.17
MLSS no. 2	45	7	+0.10	Yes	0.20
RASS no. 1	103	9	+0.09	No	0.80
RASS no. 2	78	7	-0.29	Yes	0.58

varying sinusoidally in the same period as the rake drive mechanism (0.5 rpm). Figure 12 shows the variability of the underflow concentration sampled using the HP-1000 minicomputer at a time interval of five seconds. Each peak occurred almost exactly at a two-minute interval in phase with one revolution of the rake drive. A power spectra of the data confirmed the oscillation of the underflow concentration synchronous with the rake drive. The important point was that the RAS solids varied significantly during a short time period, complicating the ability to manually sample the same concentration that the sensor observed. Thus, the 10% relative precision is a conservative estimate of the sensor's performance.

The importance of choosing an appropriate sampling interval is clearly demonstrated by inspection of Figure 12. If a two-minute discrete digital sampling frequency was chosen for this sensor, it would be possible to observe only the peaks or troughs of the underlying continuous record. This is called aliasing and is a potential source of error inherent in all discrete real-time digital signal processing[13]. In the case of this pilot-scale system with the relatively fast rake drive, it would be necessary to sample at least every 30 seconds to recreate the true suspended solids signal in the RAS stream and avoid the aliasing error. Full-scale clarifiers can be expected to behave differently than the pilot-scale clarifier evaluated here. In the full scale, rake speed and blanket characteristics will influence underflow characteristics.

Table 15 summarizes the maintenance and calibration requirements for the four Monitek CLAM 52-LE sensors located in the parallel pilot plant system. These sensors were mechanically reliable units with relatively few repair requirements. It is essential, however, to carry a spare parts inventory to ensure rapid repair to defective units. Significantly more effort was required to maintain instrument calibration than was required for maintenance. The self-cleaning feature of the unit was completely satisfactory, eliminating the need for manual cleaning. Improved calibration and precision would be desirable for this instrument, but the inherent problems in relating photometric measurements to gravimetric measurements will likely work against improved results. It was observed over time that sensors giving satisfactory readings at one level of concentration would not give satisfactory readings at significantly higher or lower concentrations. This necessitated sensor recalibration. Normally, large excursions in mixed liquor suspended solids do not occur rapidly; whereas, return sludge suspended solids can be subject to significant variation due to items such as variable clarifier

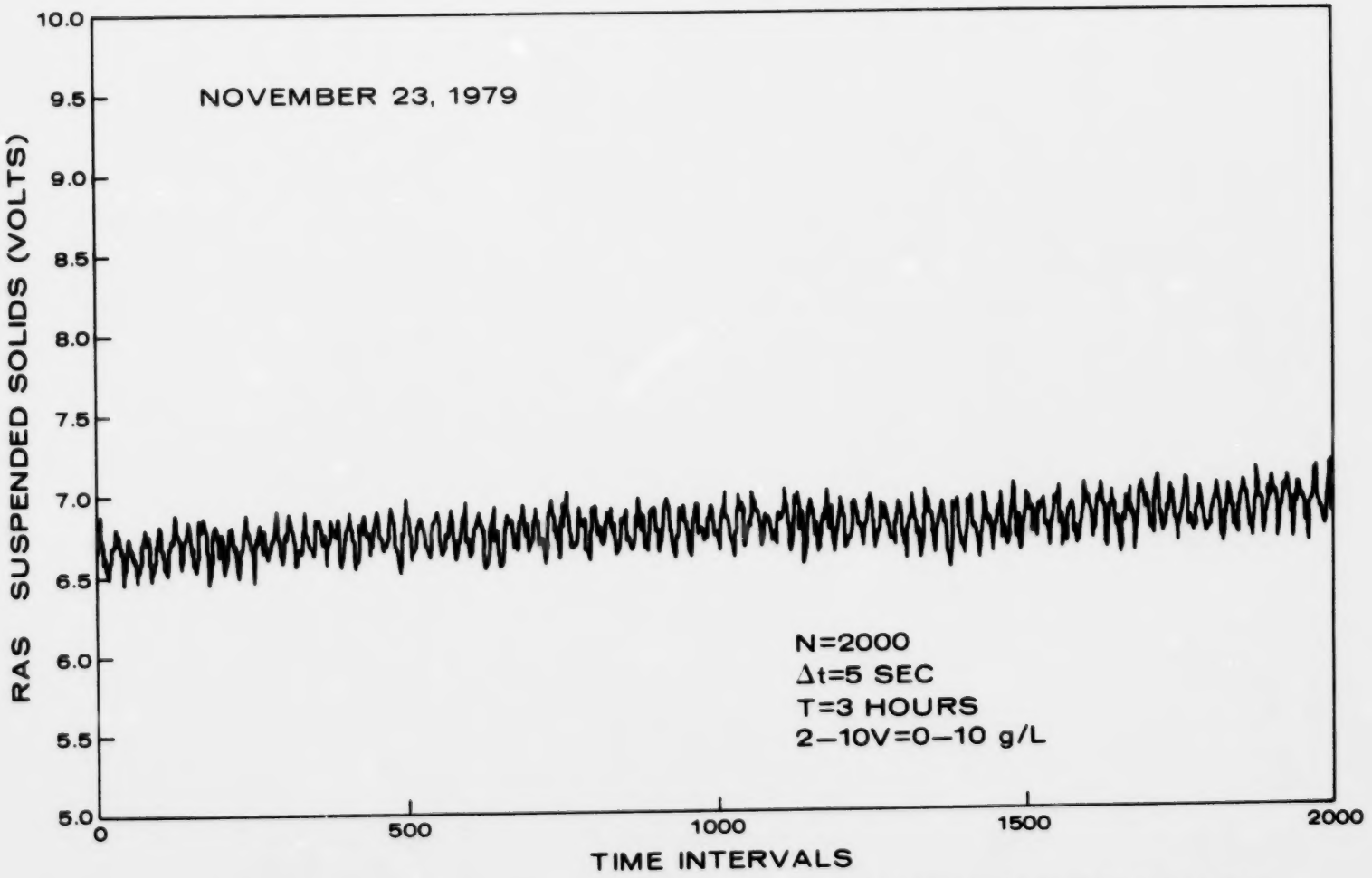


FIGURE 12 VARIABILITY OF CLARIFIER UNDERFLOW CONCENTRATION SAMPLED AT FIVE-SECOND INTERVALS

TABLE 15 MAINTENANCE AND CALIBRATION REQUIREMENTS FOR MONITEK CLAM 52-LE SUSPENDED SOLIDS SENSORS*

Date d/m/y	Problem	Action
24/10/79	Sensor 1 dead photocell	Replaced.
15/11/79	Sensor 2 giving low signal	Adjust calibration by 200 mg/L.
10/3/80	Sensors 2 and 4 "drifted", Sensor 1 beginning to drift	Sensors 1, 2, 4 recalibrated.
24/3/80	Sensor 3 had been giving consistently high signal	Sensor 3 calibration adjusted.
5/5/80	Sensor 1 signal too high, "drifted" signal	Sensor 1 calibration adjusted.
27/5/80	Sensor 4 signal too high, "drifted" signal	Sensor 4 calibration adjusted.
6/6/80	Sensor 4 signal too high, "drifted" signal	Sensor 4 calibration adjusted.
7/7/80	Could not attain zero calibration for sensor 1	Sensor 1 replaced with spare unit.
7/7/80		Sensor 3 recalibrated
7/7/80		Sensor 2 recalibrated and wiping seal replaced.
28/7/80	Sensor 1 innaccurate at low values	Sensor 1 calibration adjusted.

* Sensor 1 refers to RASS no. 1
Sensor 2 refers to MLSS no. 1
Sensor 3 refers to RASS no. 2
Sensor 4 refers to MLSS no. 2

loading, underflow rate, or wasting procedures. Methods of on-line calibration need to be investigated and developed.

3.3 Effluent Suspended Solids

The clarification function of the solids-liquid separator in activated sludge systems is essential to guarantee an acceptable effluent quality. In properly designed and operated activated sludge systems, effluent filtrable BOD_5 is usually a low fraction of the total effluent BOD_5 due to the loss of biological solids in the effluent. The failure of the solids-liquid separator can result in large solids losses in the effluent. These factors emphasize the importance of effective effluent suspended solids measurement for monitoring and control purposes. To complete the necessary mass balance for control purposes, the control of solids retention time (SRT) also requires the accurate measurement of solids unintentionally lost in the plant effluent.

A two-week test period was used to evaluate four photometric turbidity sensors. Three of these sensors (Lisle-Metrix DRT 285, Eur Control MEX2-FAK100, Hach Surface Scatter 5) had flow-through configurations, while one was a self-cleaning unit (Monitek CLAM 53). All units were mounted in series in the pilot plant effluent. Turbidity was correlated to gravimetric suspended solids for the instrument analysis. One unit (Eur Control) was found to be unsuitable for the pilot plant scale since higher flows than those available were required to prevent biofilm fouling on the sensor's optical surfaces. A rotary gear pump was used to feed the sensors. This pump effectively sheared large flocs escaping in the clarifier effluent.

Similar correlations were observed between instrument response and gravimetric results for the remaining three sensors. All three units gave correlation coefficients greater than 0.95. Based on the relative ease of calibration, availability, and price, the Lisle-Metrix DRT 285 was selected for subsequent pilot plant usage after the two-week test period.

The initial instrument calibration was tedious. During calibration the wastewater, initially containing approximately 100 mg/L suspended solids, was continuously recirculated through the sensors. Two problems were experienced during calibration. Firstly, it was observed that solids adhered to the surfaces of the recirculation tank during calibration. Secondly, it was believed that a good possibility existed for particle size change to occur due to continuous pump shear in the recirculation loop. These factors were believed to be responsible for a downward instrument drift during the time

required to stabilize and calibrate the instruments. It was also observed that large changes in full-scale adjustment interacted with the zero adjustment necessitating repetitive readjustment during calibration. For these reasons and to save time during calibration, it was decided to obtain only a linear correlation between instrument and gravimetric results rather than a 1:1 correspondence.

Figure 13 shows the comparison between the DRT 285 sensor and the gravimetric results for the two-week evaluation period. During this period secondary clarifier effluent was pumped through the instrument at a flow rate of 2 L/min. The clarifier was operated under a range of loading and recycle rates to manipulate effluent suspended solids. This manipulation was difficult, but a wide range in process response was observed as shown in Figure 13. Specifically, a linear response with high correlation ($R = 0.96$) was observed between the sensor and the gravimetric results over the two-week period. It is apparent that the data are not distributed about the diagonal. A paired t-test showed a significant difference between the instrument and gravimetric results as was expected due to the calibration procedure.

Instrument precision was determined using the measured residual sum of squares from the linear regression of the data shown in Figure 13. This lead to a calculated value of 3.5 mg/L for instrument standard deviation. This error is within the repeatability specified by the manufacturer. The standard deviation of the gravimetric reference technique was independently determined to be 2.1 mg/L from a set of 118 duplicate measurements during a three-week period in February, 1979.

After the preliminary two-week evaluation period, DRT 285 turbidimeters were installed to monitor the secondary clarifier overflows from each of the parallel pilot plants. Figure 14 shows the results obtained during nine- and seven-month periods for the suspended solids sensors. Table 16 summarizes the results for the longer term evaluation based on paired data and linear regression analysis. The instrument standard deviation for the DRT 285 effluent suspended solids sensors was calculated in three separate ways:

i) using the laboratory-determined reference standard deviation of 2.1 mg/L;

ii) using a reference standard deviation of 5.2 mg/L determined from Standard Methods[12] Section 208 D; and

iii) using the residual variance calculated after linearly relating the instrument data to the gravimetric results.

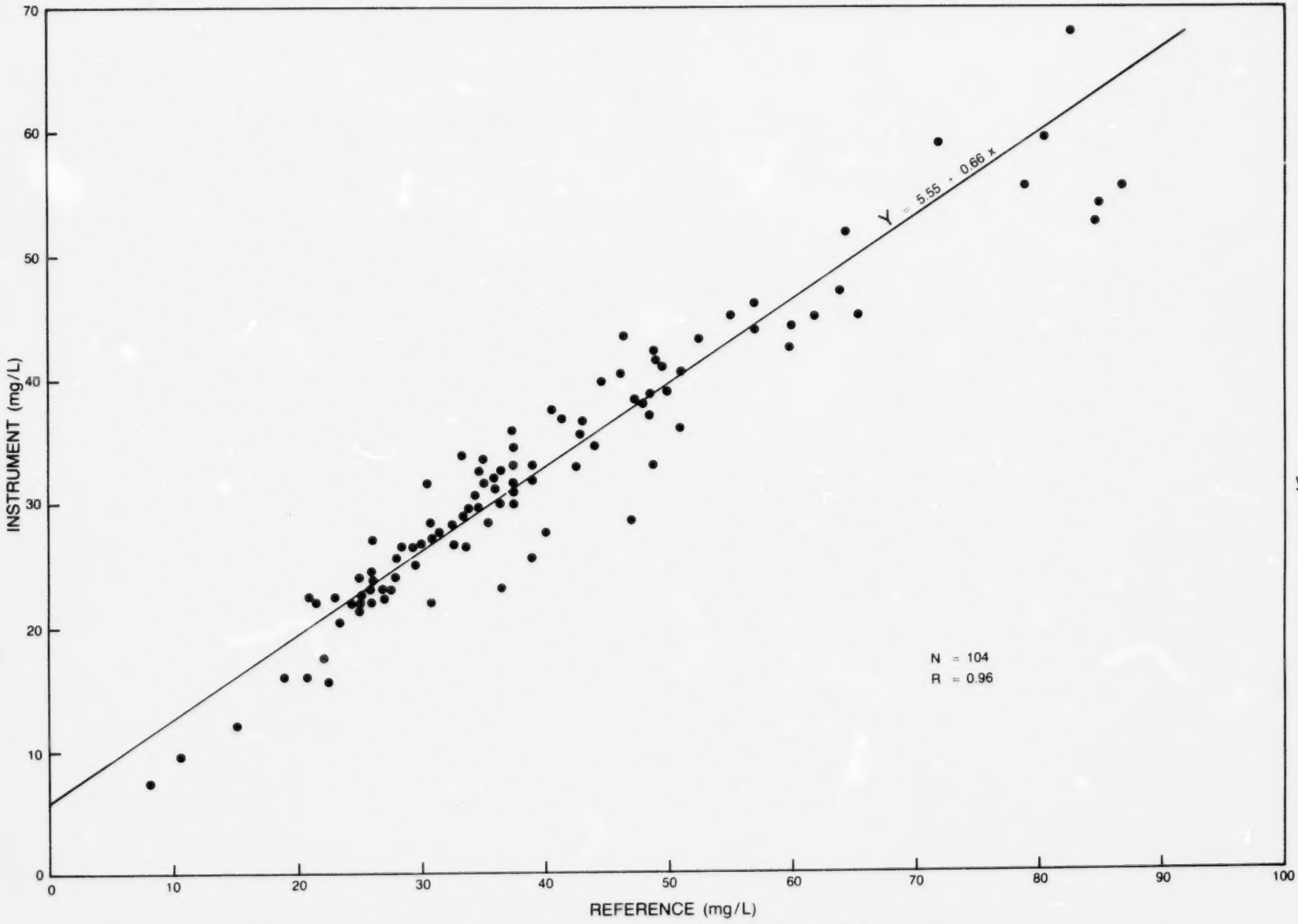


FIGURE 13 SCREENING EVALUATION OF EFFLUENT SUSPENDED SOLIDS SENSOR

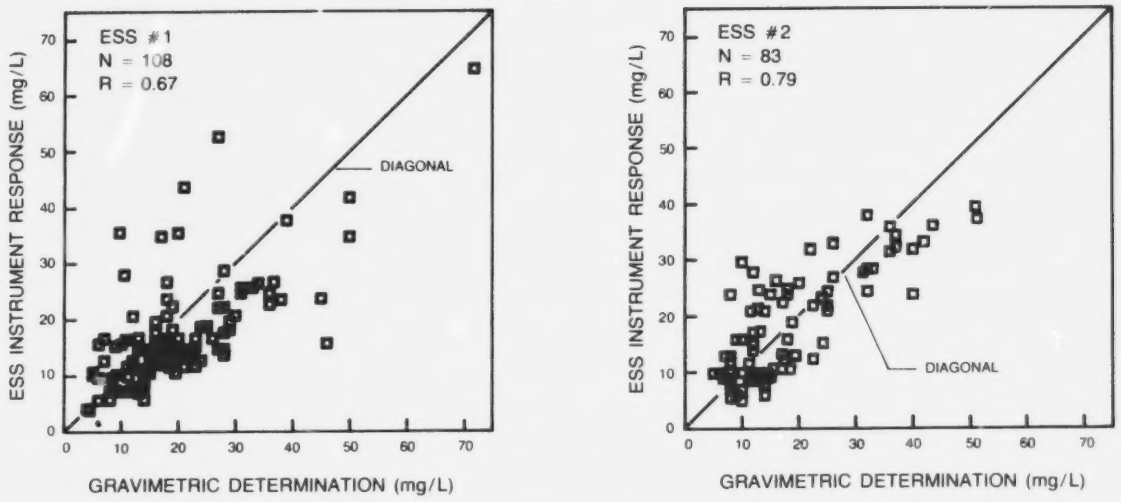


FIGURE 14 RELATIONSHIP BETWEEN EFFLUENT SUSPENDED SOLIDS INSTRUMENT RESPONSE AND GRAVIMETRIC DETERMINATION

These calculation alternatives were chosen to provide an estimate of the range of S_I values which could be expected using the alternative estimates of reference variance. The laboratory and linear regression results agreed closely while the Standard Methods result underestimated the instrument error at least in one case. Overall, an average instrument standard deviation of approximately 5 mg/L appears to be obtainable over a period of months. The mean difference between sensor and gravimetric results was statistically significant (Table 16) in one case but the difference was small at 2 mg/L.

Care must be exercised in relating photometric measurements of suspended matter to gravimetric measurements due to fluctuations in particle size, shape and optical properties[12]. In this study, biologically flocculated suspended solids were used in the calibration technique, but this did not guarantee continuously accurate calibration. Over time, it was known that particle characteristics changed due to floc dispersion or the formation of filamentous microorganisms. These changes were not quantified in this study and their effect on the photometric determination was unknown.

Considering the approximate equality between estimated instrument standard deviation and the standard deviation reported by Standard Methods[12] for gravimetric suspended solids, the instrument should be useful as an indicator of the effluent suspended

TABLE 16 EFFLUENT SUSPENDED SOLIDS SENSOR PERFORMANCE

Sensor	Number of Data Points	Duration of Assessment (months)	Mean Difference (mg/L)	Significantly Different from zero, $P_{0.05}$	S_I* (mg/L)	S_I** (mg/L)	S_I*** (mg/L)
ESS no. 1	108	9	2	Yes	8	5	7
ESS no. 2	83	7	0	No	6	not measurable	6

* based on reference standard deviation of 2.1 mg/L determined from WTC laboratory tests.
** based on reference standard deviation of 5.2 mg/L determined from Standard Methods, Section 208D[12].
*** based on regression analysis.

fraction on a continuous basis. From the results, it is apparent that the photometric and gravimetric results are identical on the long-term average, but that instantaneous deviations between the two analysis techniques can exist. On the average the photometric instrument can yield valuable process information from the plant operating viewpoint and assist in calculating a continuous solids mass balance around the system.

The effluent suspended solids analyzers were relatively frequent maintenance items. The lack of a self-cleaning mechanism necessitated the frequent replacement or cleaning of flow-through photometer vials. Table 17 summarizes the frequency of vial replacement and calibration adjustments for the two sensors. During periods of high ambient relative humidity, condensation on the exterior vial surface also was a problem not easily prevented with this instrument.

3.4 Influent Suspended Solids

A self-cleaning Monitek 53-LE suspended solids analyzer was installed to monitor primary clarifier effluent suspended solids on the pilot plant. Figure 15 shows the relationship between the instrument and the gravimetric data during a two-week test period. The relationship is shown to be linear with a correlation coefficient of 0.84. A one-to-one correspondance between the instrument and gravimetric results was not expected since the instrument was operated without calibration after delivery from the supplier. An analysis of the differences between the observations and a fitted linear regression through the data yielded an instrument standard deviation of 20 mg/L suspended solids, compared to a reference standard deviation of 4.6 mg/L determined for primary effluent suspended solids gravimetric determinations at the WTC.

3.5 Feed and Recycle Flow Rates

Feed and recycle flow rates were monitored in the pilot plant using magnetic flow meters. These meters operate using the same principle as large scale units but bear little resemblance in scale. Each unit was periodically assessed by measuring the actual flow rate using a bucket and stopwatch. Results of the comparisons for four different flow meters are shown in Figure 16. Each instrument was highly correlated to the flow measured using the reference technique, with the lowest correlation coefficient having a value of 0.98. Table 18 lists the mean differences between instrument and reference, and the calculated standard deviations for the four magnetic flow meters in use. The value of the largest difference, 0.2 L/min, represents 2.9% of the average flow of 6.8 L/min

TABLE 17 MAINTENANCE AND CALIBRATION REQUIREMENTS FOR LISLE-METRIX DRT-285 TURBIDIMETERS

Date	Requirement
7/1/80	Vials replaced and sensors recalibrated.
30/1/80	Sensor 1 calibration adjusted.
27/2/80	Sensors 1 and 2 recalibrated.
5/3/80	Sensor 1 vial replaced.
7/3/80	Sensor 2 vial replaced.
25/3/80	Sensor 1 and 2 vials replaced.
2/4/80	Sensor 1 and 2 vials cleaned.
28/4/80	Sensor 1 vial replaced
5/5/80	Sensor 2 vial replaced, sensor 1 vial cleaned.
15/5/80	Sensor 1 and 2 vials replaced.
22/5/80	Sensor 1 and 2 vials replaced.
2/6/80	Sensor 1 and 2 vials replaced.
18/6/80	Sensor 2 vial replaced.
15/7/80	Sensor 1 and 2 vials replaced.
28/7/80	Sensor 1 vial replaced.
11/8/80	Sensor 1 and 2 vials replaced.
25/8/80	Sensor 1 and 2 vials replaced.
1/9/80	Sensor 1 vial replaced.
2/9/80	Sensor 2 vial replaced.
15/9/80	Sensor 1 and 2 vials replaced.
22/9/80	Sensor 1 and 2 vials replaced.
20/10/80	Sensor 1 and 2 vials replaced.

throughout the monitoring period. All four flow meters had been constructed for maximum flows of 45 L/min and had been re-spanned for pilot plant usage in the range of 0-12 L/min.

The calculated standard deviations were based on the residuals remaining after fitting a straight line through the data, thus minimizing contribution to error due to inadequate calibration. The relative precision is approximately 3.7% at the average flow

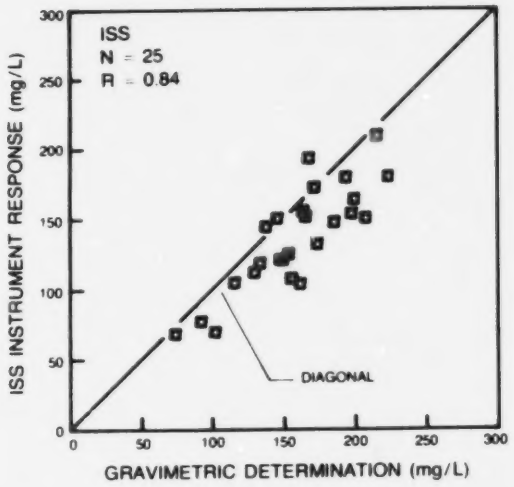


FIGURE 15 RELATIONSHIP BETWEEN INFLUENT SUSPENDED SOLIDS INSTRUMENT RESPONSE AND GRAVIMETRIC DETERMINATIONS

rate in the worst case and 2.5% based on the average of the S_I values. At higher absolute flow rates these values would be within the manufacturers' specifications.

As magnetic flow meters were available at the WTC, other types of flow sensors were not considered for the pilot plant. Other closed-pipe flow rate sensors could include pressure drop or ultrasonic sensors. Many types of open-channel flow meters are also marketed. Russell[14] recently summarized some of the advantages and disadvantages of various types of flow meters, with calibration and maintenance requirements. Flow rate is perhaps the single most important variable in wastewater treatment facilities. Proper installation, maintenance, and calibration are essential to ensure that accurate flow data are obtained. Little can be gained from a pilot scale assessment of flow meters due to the deviations from full scale and the ambient environmental surroundings experienced in full-scale plants. One important consideration is the ability to check instrument calibration at full scale. The simple bucket and stopwatch technique is not usually possible and alternative procedures are necessary. Several possibilities exist, including:

i) comparison to pump rating curves, which has the added benefit of checking pump wear simultaneously;

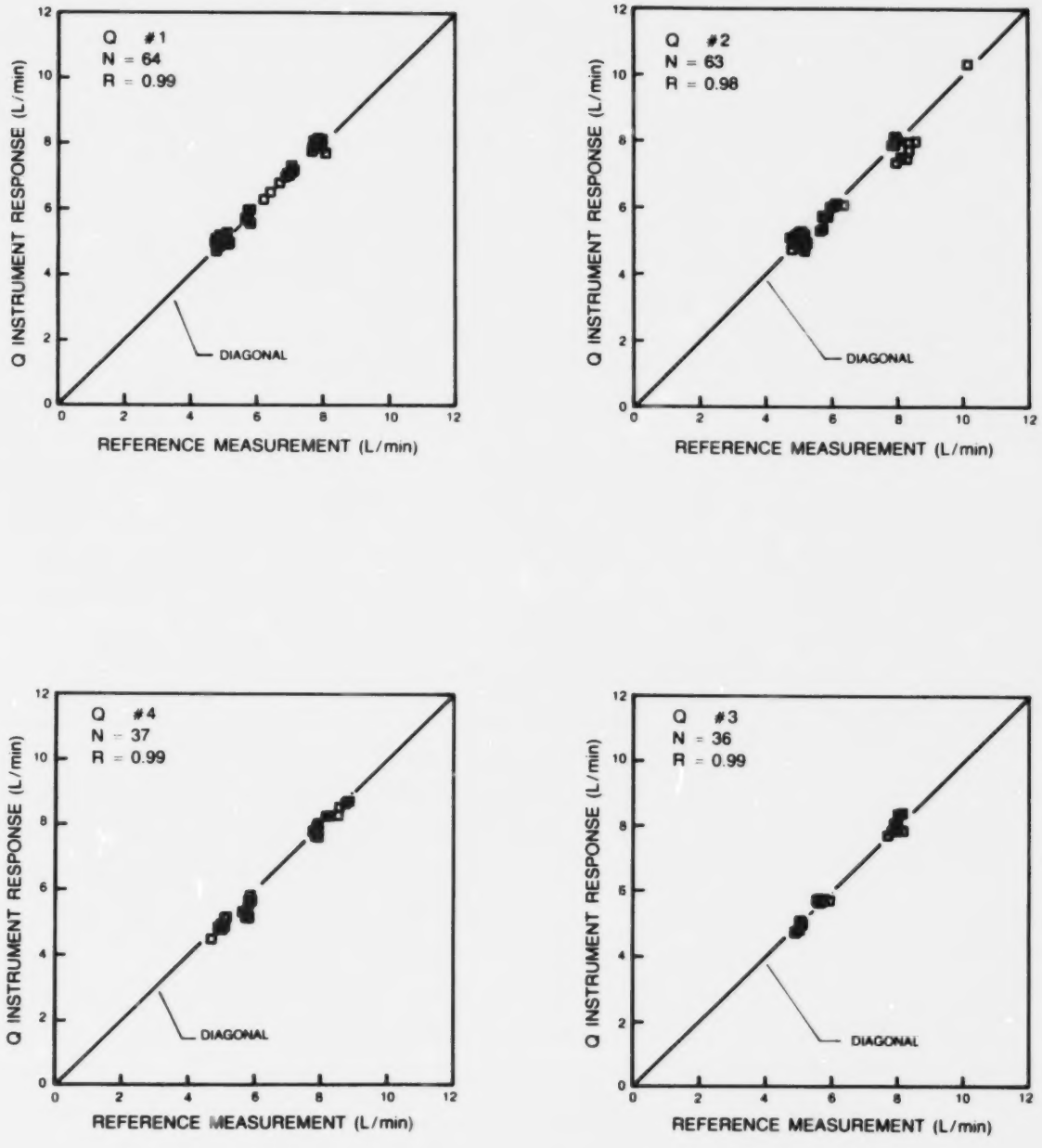


FIGURE 16 RELATIONSHIP BETWEEN MAGNETIC FLOWMETER RESPONSE AND VOLUME-TIME REFERENCE MEASUREMENT

TABLE 18 MAGNETIC FLOW METER PERFORMANCE

Sensor	Number of Data Points	Duration of Assessment (months)	Mean Different (L/min)	Significantly Different from zero, $P_{0.05}$	S_I (L/min)
Q no. 1	64	5	0.05	Yes	0.14
Q no. 2	63	5	0.10	Yes	0.25
Q no. 3	36	4	0.01	No	0.13
Q no. 4	37	4	0.20	Yes	0.18

ii) the diversion of flow through alternative meters;

iii) the summation of flow streams through totalizing flow meters;

iv) tracer dilution techniques;

v) the use of spare or temporarily available tankage to measure volume/time changes (this is the bucket/stopwatch technique).

Only v) above is a fault-proof procedure but it may only be suitable for occasional use. Flow measurement instrumentation that can be removed for complete calibration must be strongly recommended for full-scale plants.

3.6 Temperature

Temperature was monitored using a resistance temperature detector (RTD) mounted in the flow-through configuration. No problems were experienced with this type of monitoring device and very accurate temperature readings (± 0.02 °C) were obtained (Figure 17).

3.7 Filterable Organic Carbon (FOC)

The low-temperature persulphate-ultraviolet oxidation principle developed by Goulden [15,16] was chosen as the analytical method for FOC. For secondary effluent, recurring problems with instrument tube plugging due to buildup of biofilm and potassium persulphate crystals plagued operation. Other equipment problems included humidity and condensation in gas tubing to the infrared analyzer, and overpressure and overtemperature shutdowns. Two failures of lamp and power supply also occurred. After several months of unsatisfactory operation, the manufacturer was called in to address the problems. After the manufacturer's adjustment of the overpressure switch and advice to modify the air cooling system surrounding the UV lamp, further pressure and temperature problems did not occur. The WTC subsequently decided to add a cold-water condensor to eliminate humidity to the I.R. unit to improve calibration. Acidification of the sample at the on-line continuous paper tape filter eliminated microbial buildup and sloughing in the feed tubing. It was concluded that these buildups, partially due to growth within the tubing prior to acidification at the filter, had been responsible for downstream plugging problems. A 52-μ pore size paper tape filter (Technicon) was located in series with the Foxfilter to improve suspended solids removal. After these efforts, the analyzer operated satisfactorily on secondary effluent with approximately 0.5 to 1.0 person-day per week necessary for routine calibration and maintenance, including tube changes, chemical

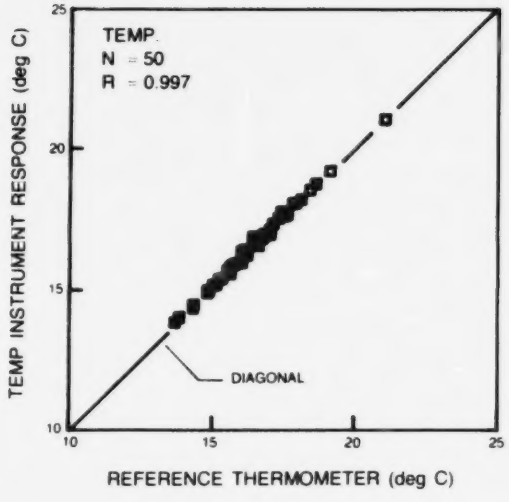


FIGURE 17 RELATIONSHIP BETWEEN RTD AND REFERENCE THERMOMETER

make-up and O_2 cylinder change. For this instrument, sample pretreatment is essential before successful operation can be expected.

Figure 18 summarizes the results from the on-line FOC analyzer during five days operation in a one-month period. Based on the paired data, the mean difference between the on-line instrument and the reference analysis (Beckman Model 915 analyzer) was 1 mg/L with an instrument standard deviation of 1.2 mg/L. With proper sample conditioning and attentive operator maintenance, this analytical method can give reliable operating information. Indications are that the instrument can be used to monitor primary effluent (influent) FOC; however, this has not been attempted to date with the sample conditioning modifications mentioned above.

A limited amount of data for influent FOC prior to the instrument modifications is shown in Figure 19. It was apparent that the instrument response was generally less than the reference Beckman instrument, although a linear relationship was indicated. Maintenance problems (plugging, electrical, calibration) prevented the collection of further data before the instrument was shifted to the plant effluent streams and efforts made to perform the indicated alterations.

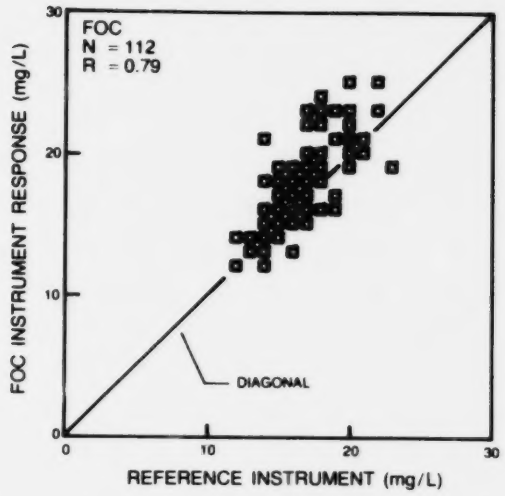


FIGURE 18 RELATIONSHIP BETWEEN EFFLUENT FOC INSTRUMENT RESPONSE AND REFERENCE FOC

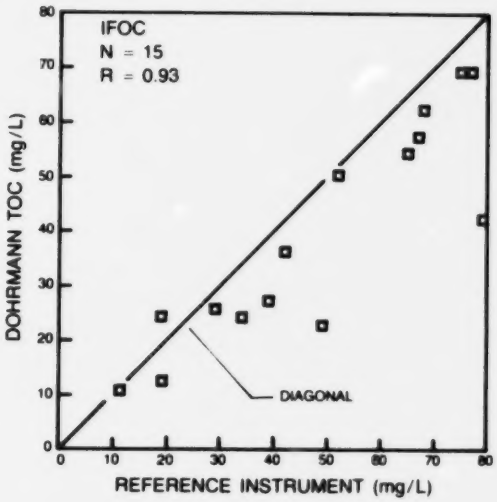


FIGURE 19 RELATIONSHIP BETWEEN INFLUENT FOC INSTRUMENT RESPONSE AND REFERENCE FOC

3.8 pH Measurement

Measurement of pH was performed in the primary clarifier feed using a non self-cleaning dip-type electrode and in the aeration tanks using two flow-through cells. Figure 20 depicts the relationship between the dip-type electrode and a reference Orion Model 404 analyzer during a five-month period. Five measurements significantly higher than the diagonal (Figure 20) occurred sequentially in one month before corrective action was taken. Excluding these data, the instrument and reference unit had a mean difference of 0.06 units and correlation coefficient of 0.97. Based on paired data the S_I value was calculated to be 0.08 units, approximately equal to the accepted value for electrodes operated under normal conditions[5]. Figure 20 also depicts data for one flow-through pH sensor. The mean difference between sensor and reference was 0.02 units with an S_I value of 0.05 units. The second flow-through sensor had a mean difference of 0.10 units with S_I value 0.09 units.

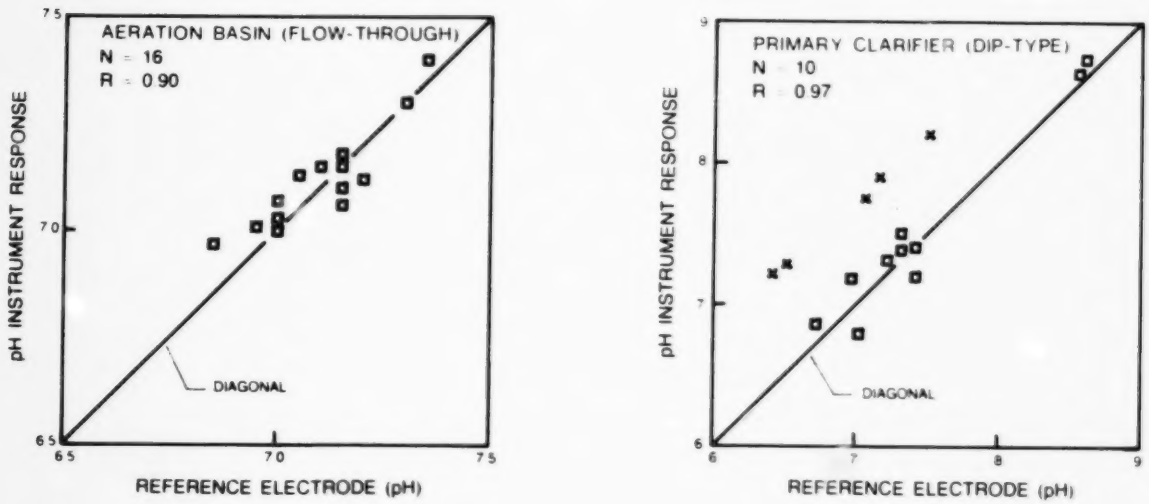


FIGURE 20 RELATIONSHIP BETWEEN pH INSTRUMENT RESPONSE AND REFERENCE ELECTRODE

4 SAMPLES OF DATA COMPILED FOR PLANT MONITORING

4.1 On-Line Data from Process Instruments

Data were reported to the plant operating staff in three formats: a 24-h graphical summary, a tabular listing of 15-minute averages used for graphical summary, and a daily summary report of the on-line process variables together with off-line laboratory data. All three formats provided different perspectives of the data generated. The graphical summary of the data was by far the most informative and easy to interpret or question at a glance; however, with the computer plotter used, approximately one person-hour per day was required to produce the graphs. However, this work could be easily automated. The tabular listing of the data used to generate the graphs could be obtained in less than five minutes daily. This approach provided a very rapid summary of all of the instrument data which could be scanned for inconsistencies or to monitor trends and events. In general, however, the graphical summaries were more easily inspected. The daily summary report was not as useful as the other two forms of data presentation and was relatively time-consuming from a personnel and computer time viewpoint. It therefore fell into disuse and was discontinued. A further problem with this report was that off-line laboratory data consistently took several days to compile and was time-consuming to enter manually into the computer.

Graphical representations of the data were produced for each primary measured variable for each 24-h period. For practical purposes, a 15-minute average of each primary variable was used for reporting. This 15-minute average was based upon 180 discrete measurements at five-second intervals. For some variables, e.g., flow, DO, a shorter period could be considered for averaging to catch any dynamic changes; however, this was not considered necessary since alarm conditions could be flagged from the discrete measurements. For other variables, e.g., MLSS, temperature, longer intervals could be considered for averaging since dynamic changes are considerably slower. The relatively low capital cost of computer memory and storage means that large amounts of data can be compiled at relatively low cost if necessary. Using the HP 1000 system with 120 M-byte disc storage device resulted in a capital cost of approximately 4¢/100 real numbers, for example. Thus the cost of storing 15-minute averages for each primary measurement was only about 4¢ per day.

To illustrate the effectiveness of graphical presentation of the on-line data, examples are presented for each of the primary variables.

4.2 Dissolved Oxygen and Air Flow Rate

The most dynamic indicator of the response of the activated sludge process to changes in gross process loading or process inhibition is the DO concentration. It is also a significant variable from an energy standpoint since in activated sludge systems aeration dominates energy expenditures. Under DO controlled conditions, air flow rate becomes the dynamic indicator of load or process conditions. Either DO or air flow rate are strongly related to biological activity.

Figure 21 illustrates these concepts for a case of the two parallel completely-mixed pilot plants receiving the identical feed loading. In one case the air flow rate was manipulated automatically to achieve a constant set point DO concentration. In the other case the air flow rate was controlled to a constant set point resulting in a variable reactor DO concentration. It is clear from Figure 21 that the variation in air flow rate for the constant set point DO concentration case reflected the variation in the DO concentration for the constant air flow rate case. These data also show the degree of variation in DO concentration which can be experienced in an activated sludge reactor subjected to diurnal variations in hydraulic and organic loading where the air flow rate in the manually controlled case is sufficient to prevent anaerobic or anoxic conditions at the peak loading. The degree of variation is governed by several factors[17]:

- hydraulic disturbances of influent wastewater or of return activated sludge,
- changes in feed pattern,
- organic disturbances,
- nitrification,
- denitrification,
- toxic disturbances,
- recycle from other process streams, e.g., digester,
- disturbances in air or oxygen supply or in air transfer efficiency,
- changes in excess sludge wasting patterns or in solids retention time (SRT).

Many of the above disturbances are not easy to measure directly. Measurement of DO and its variation, or conversely of air flow rate in the DO controlled case, could permit inferences to be made about some of these disturbances by use of on-line

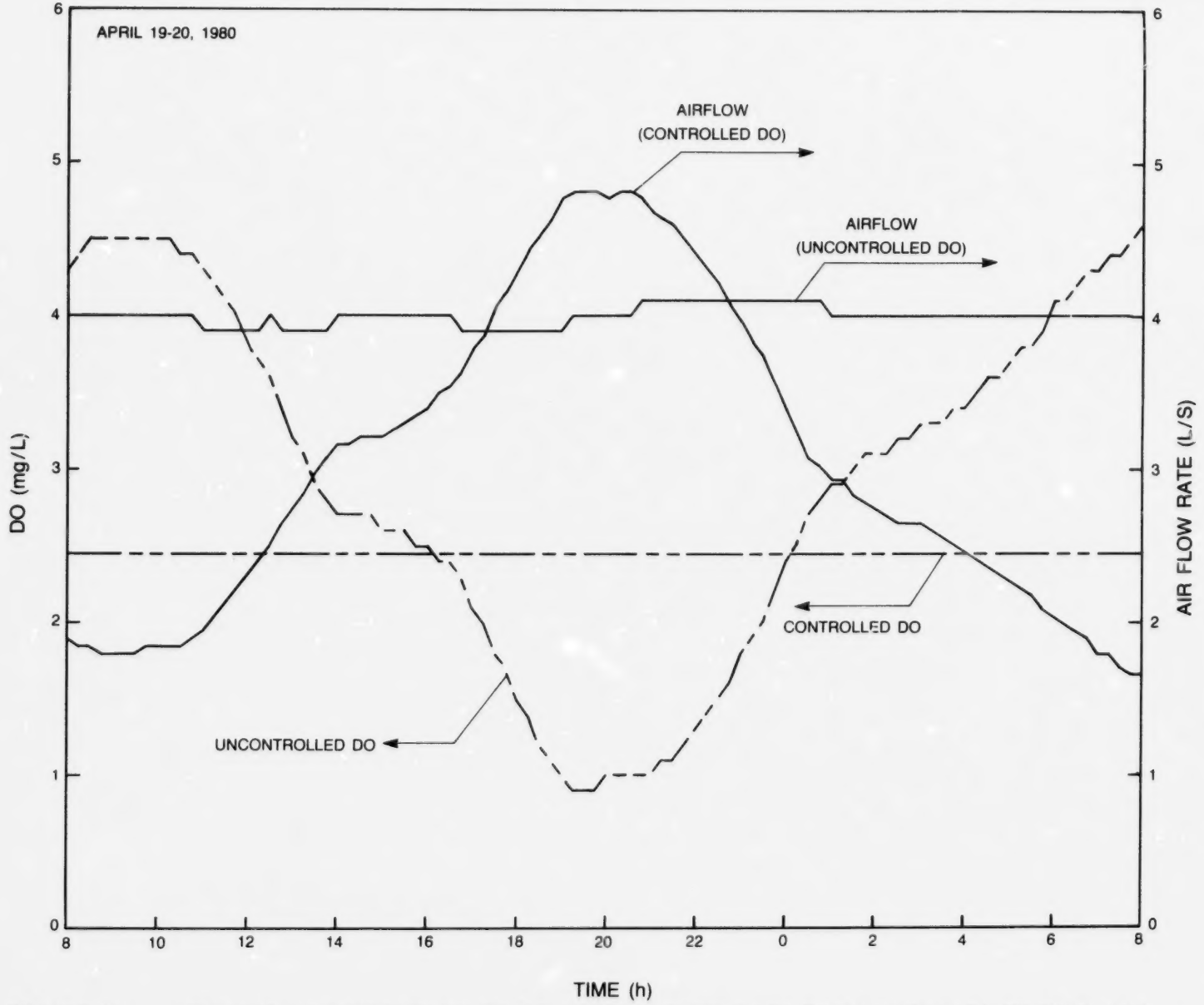


FIGURE 21 ON-LINE MEASUREMENTS OF DO AND AIR FLOW RATE FROM PARALLEL PILOT PLANT SYSTEMS DURING 24-h PERIOD

computing power[17]. For example if the O_2 transfer coefficient can be considered to be a constant function of air flow rate or can be dynamically measured, then the oxygen uptake rate (OUR) or specific oxygen uptake rate (SCOUR) can be determined automatically. These correspond to the respiration rates of the microorganisms. From the respiration rate, other parameters could be estimated, such as growth rates and nutrient requirements.

Examination of the 15-minute average data plotted in Figure 21 clearly shows the performance of the DO electrodes during a 24-h period. Given this type of performance, which has been observed consistently, it is realistic to assume that on-line DO measurement is an acceptable prerequisite in monitoring and control of activated sludge systems. Under DO controlled conditions, the controller performance can be observed by DO measurement and the process response through measurement of air flow rate. Under constant air flow rate conditions, the process response to variable or toxic loads can be observed through monitoring the DO concentration. Figure 22 shows the response of the DO electrode in the manually controlled system to intermittent adjustments in the air flow rate compared to the plant with automatic air flow adjustment. The DO electrode responded rapidly to an adjustment in air flow rate, reaching a peak response within 0.7-1.0 hours based on the two large step increases in air flow rate in the manually controlled system. Electrode dynamic response should be given consideration depending upon the application.

4.3 Wastewater and Return Activated Sludge Flow Rates

For the pilot plant operation, the magnetic flowmeters were used to provide feedback signals to control the variable speed pumps supplying each aeration tank. Since a minicomputer was in use, the raw feed flow rate set point was programmed to give a diurnal pattern in feed flow rate. Set points were automatically altered at 10-minute intervals to provide a relatively smooth variation in flow. A simple pattern was selected to simulate a diurnal flow (Figure 23). Peak flow rate was programmed to occur between 2000 and 2015 hours to coincide with the expected peak organic loading to the process.

Recycle flow rates were also measured using magnetic flow meters and controlled at a constant set point or varied in proportion to the raw feed flow rate. Figure 23 shows the case where constant set points were used to control recycle flow rate in each of the parallel systems.

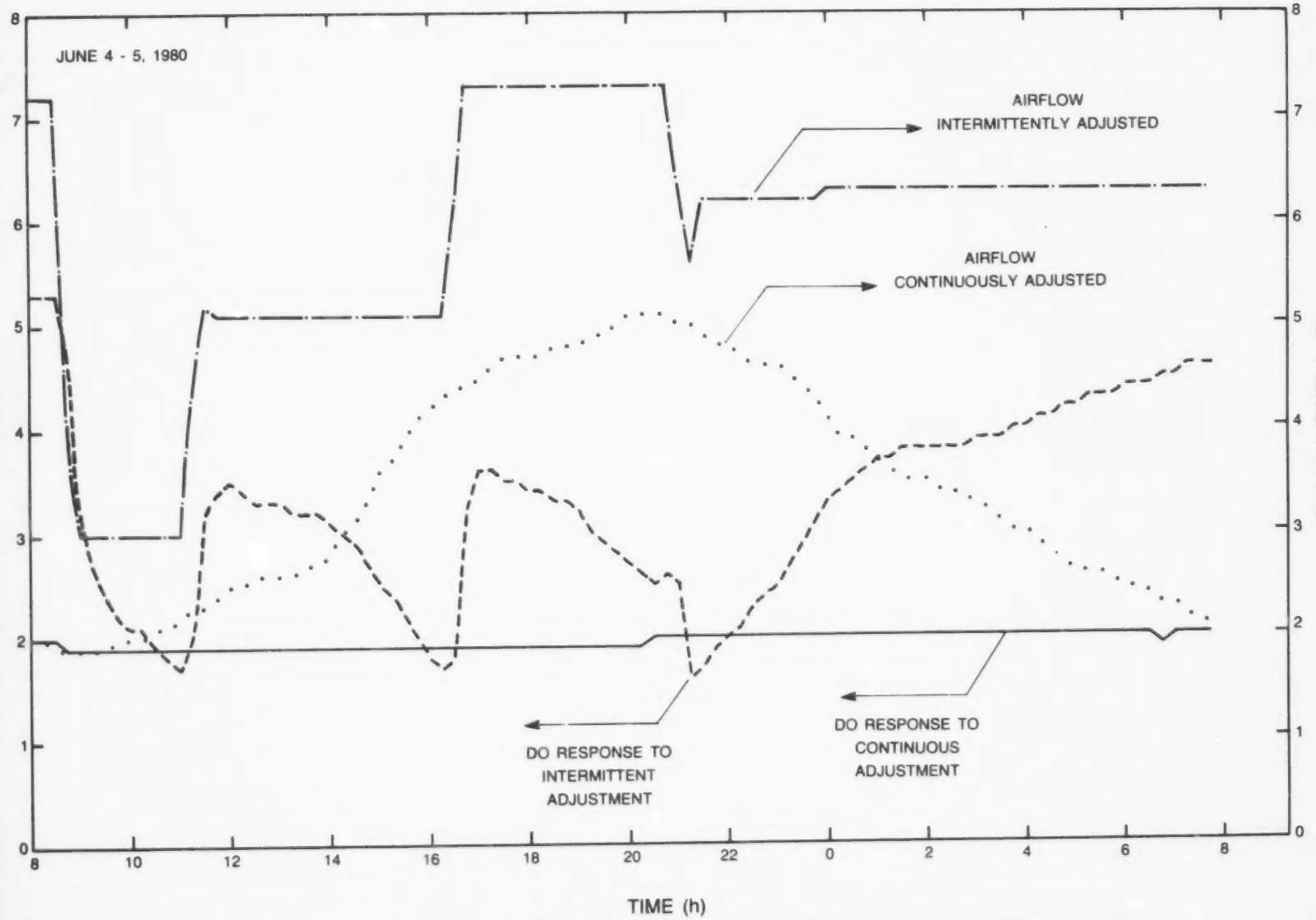


FIGURE 22 ON-LINE MEASUREMENTS OF DO AND AIR FLOW RATE DURING 24-h PERIOD WITH INTERMITTENT MANUAL ADJUSTMENT OF AIR FLOW RATE AND CONTINUOUS AUTOMATIC ADJUSTMENT

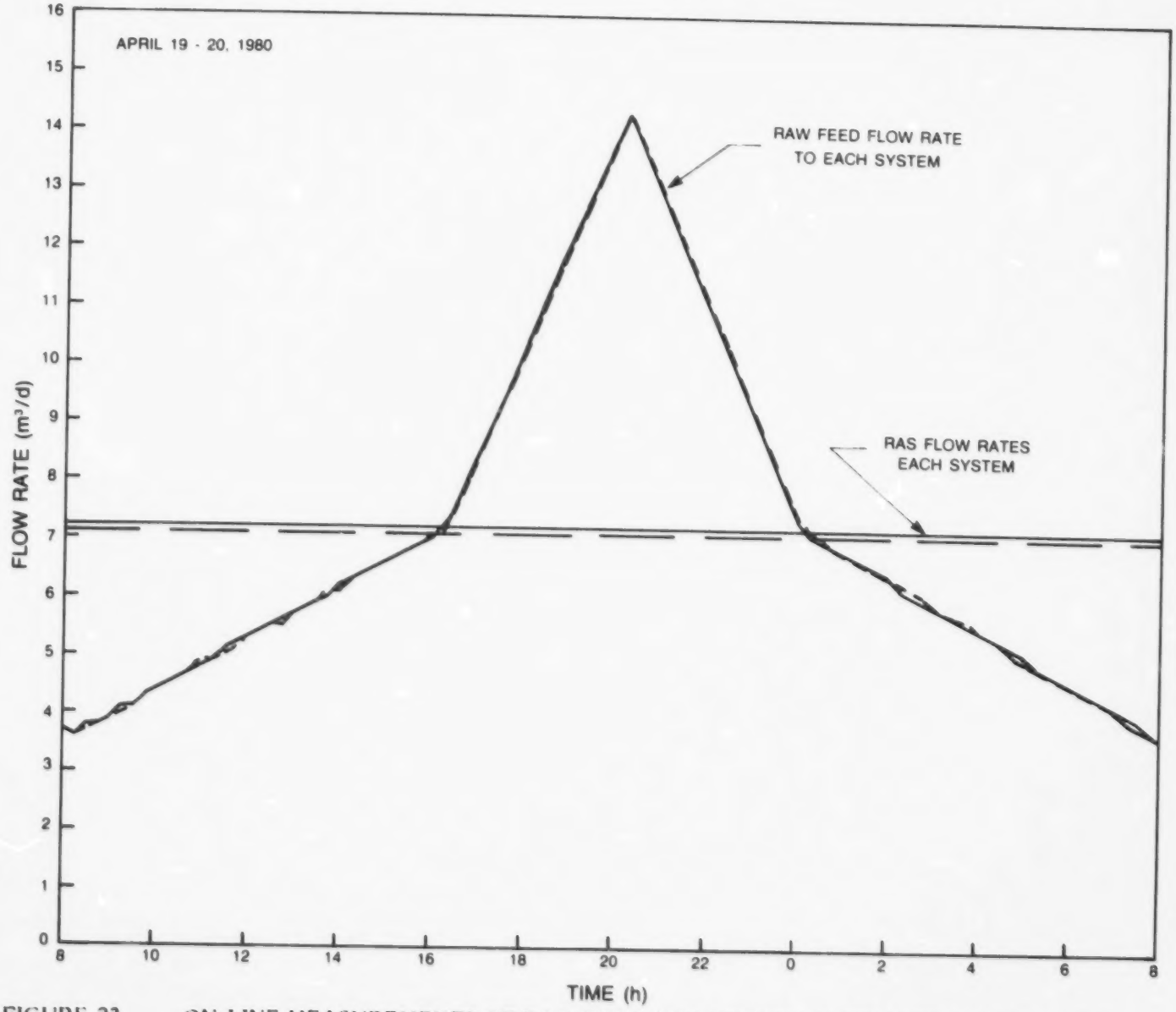


FIGURE 23 ON-LINE MEASUREMENTS OF RAW FEED AND RETURN ACTIVATED SLUDGE FLOW RATES DURING 24-h PERIOD

In full-scale systems, raw wastewater flow rates are subject to many well-recognized disturbances including predictable diurnal cycles and random shocks due to pump station characteristics, precipitation, etc. Flow rate is perhaps the most important variable in wastewater treatment systems. Analog systems have been used to measure flow rates for years, providing chart recordings to the operator. The advantage of digital logging of flow rate data will be its use for calculating secondary variables such as clarifier overflow rates, oxygen uptake rates, etc.

4.4 Mixed Liquor and Return Activated Sludge Suspended Solids

The Monitek CLAM 52-LE suspended solids analyzers provided continuous measurement of the mixed liquor and return sludge suspended solids concentrations in both of the parallel pilot plant systems. Figure 24 shows the analyzer responses during a 24-h period. In one plant the recycle flow rate was automatically controlled to equal the feed flow rate. In the second plant, recycle flow rate was set constant and equal to the 24-h mean feed flow rate. Figure 25 shows the feed and recycle flow rates for the parallel plants corresponding to Figure 24.

The data show the variations in solids detected by the analyzers based on the 15-minute averages. Mixed liquor concentrations were relatively constant during the period. The only readily apparent MLSS variation occurred in the system with the constant recycle feed rate. The MLSS analyzer registered from approximately 2 500 mg/L at 0800 h to 2 200 mg/L at 2100 h when the peak mass transport from the aeration tank to the clarifier occurred. This corresponded to an approximate 12% change in reactor solids mass over the 24-h period. The MLSS concentration in the reactor with variable return flow rate did not suggest any significant shift in reactor solids concentration during the period.

The return sludge analyzer data (Figure 24) clearly showed the variations evident in the return solids concentrations. With the constant return rate case, the analyzer detected significant diurnal variations in the solids concentration varying from approximately 4 600 to 7 200 mg/L during the cycle as compaction occurred in the clarifier. This degree of variation would be virtually impossible to measure continuously using conventional manual techniques without intensive sampling and analysis efforts.

With the return sludge flow rate varied in proportion to feed flow rate, significantly less variation was observed in the return sludge solids concentration

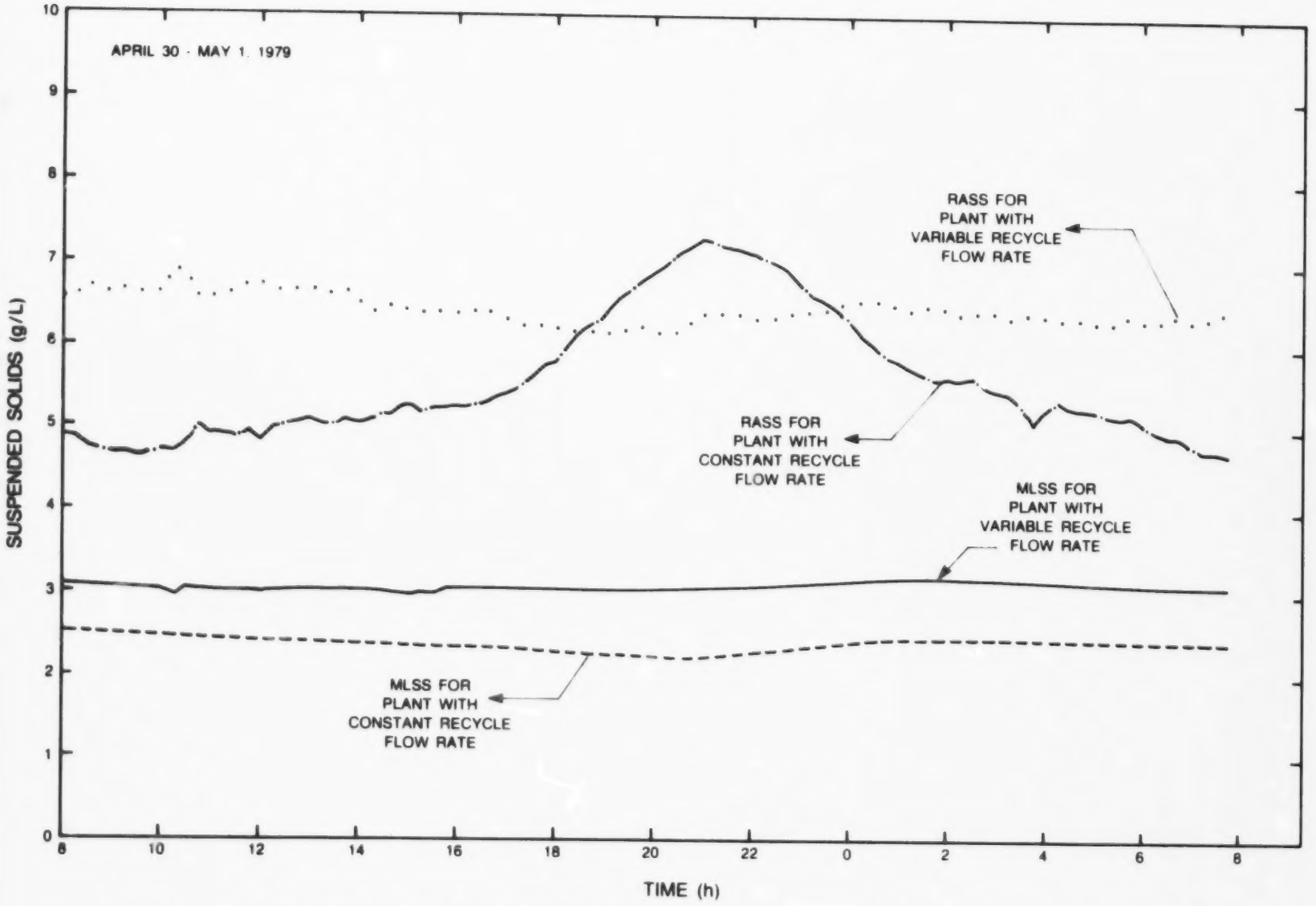


FIGURE 24 ON-LINE MIXED LIQUOR AND RETURN ACTIVATED SLUDGE SUSPENDED SOLIDS MEASUREMENTS DURING 24-h PERIOD WITH AND WITHOUT CONSTANT RECYCLE RATE

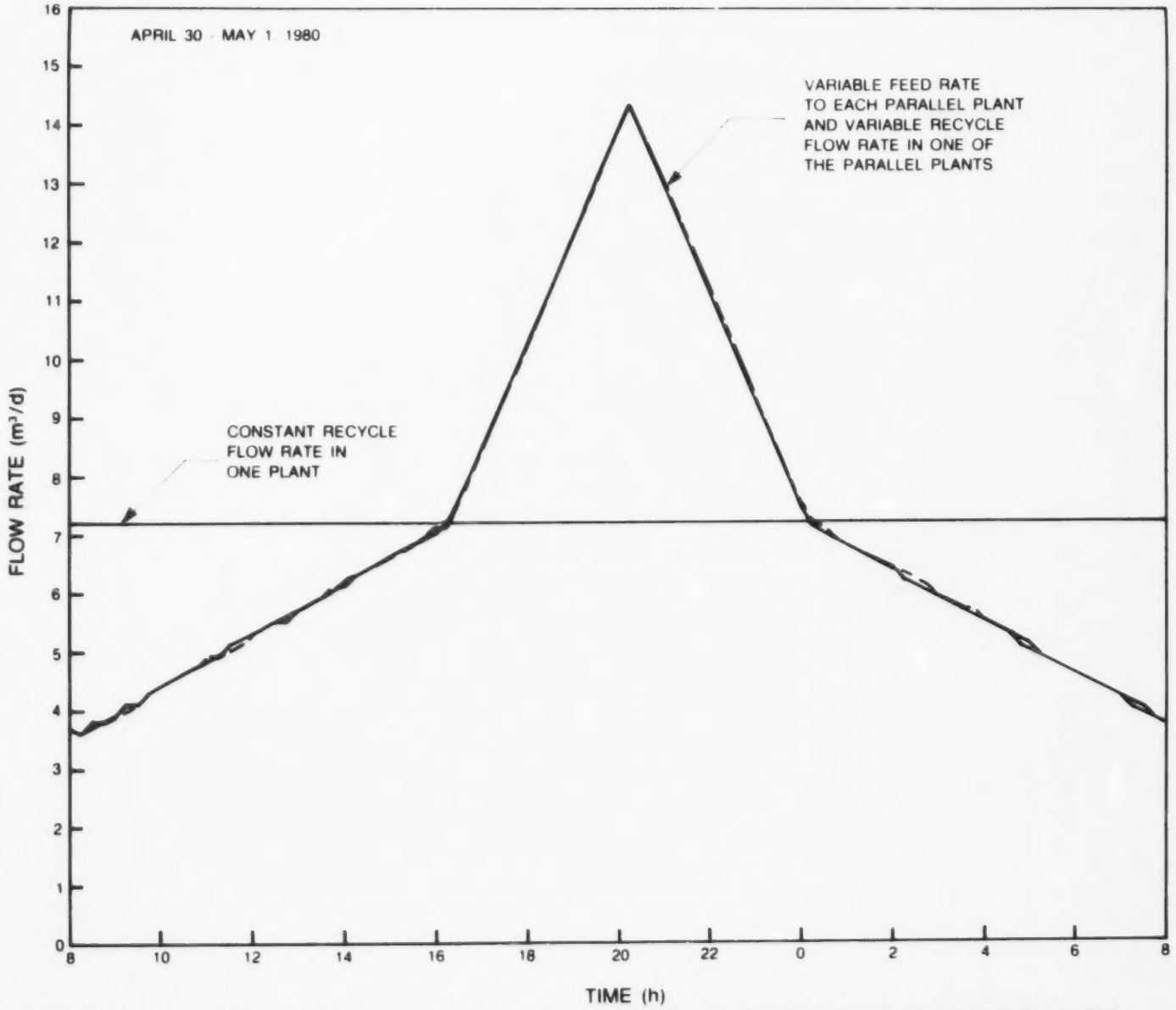


FIGURE 25 ON-LINE FEED AND RECYCLE FLOW RATES CORRESPONDING TO ON-LINE SOLIDS MEASUREMENTS

(Figure 24). Evidence of a small decrease in return sludge solids concentration could be observed at the peak hydraulic and peak return sludge flow rates, occurring simultaneously at approximately 2000 h. Again, this continuous measurement and detection would have been extremely difficult without on-line data acquisition from process sensors.

It is evident that the data reliably collected from mixed liquor and return sludge solids sensors could be used to assist in the control of the biological solids inventory. With hydraulic fluctuations due to variable excess sludge wasting practices and to influent hydraulic disturbances, it could be argued that solids analyzers on the secondary clarifier underflow are essential for accurate control of sludge wasting and pumping procedures.

4.5 Influent and Effluent Suspended Solids

An example of the data generated through use of the on-line influent suspended solids analyzer (after primary clarification) is shown in Figure 26. Although the average level of suspended solids is low and consistent with wastewater quality on weekends, the data are characterized by a large spike starting at approximately 2000 h. This spike in influent suspended solids was observed for four consecutive days. In retrospect, the large increase in solids could only be attributed to an industrial discharge containing non-settleable solids. The source of solids was not verified at the time of data collection. Similar spikes in solids also were observed on other occasions. From Figure 26, it is clear that the non-settleable solids were removed by the activated sludge process, since the effluent suspended solids analyzers showed no significant response to the input disturbance. With the exception of the spike in influent suspended solids, the data clearly show the diurnal variability. During weekdays the average level of solids would be significantly higher than the average shown in Figure 26. Figure 27 depicts a comparison between the instrument response and gravimetric determinations of the influent suspended solids at discrete three-hour intervals. Considering the potential errors compounded in the gravimetric analysis and sampling procedure, the results correspond well.

Since influent solids must be removed through sedimentation, capture in the biological floc, or biological degradation through some complex reaction, the influent solids analyzer could be used to monitor unusual changes in solids loading to a plant. Although insufficient data were collected to evaluate the instrument's long-term

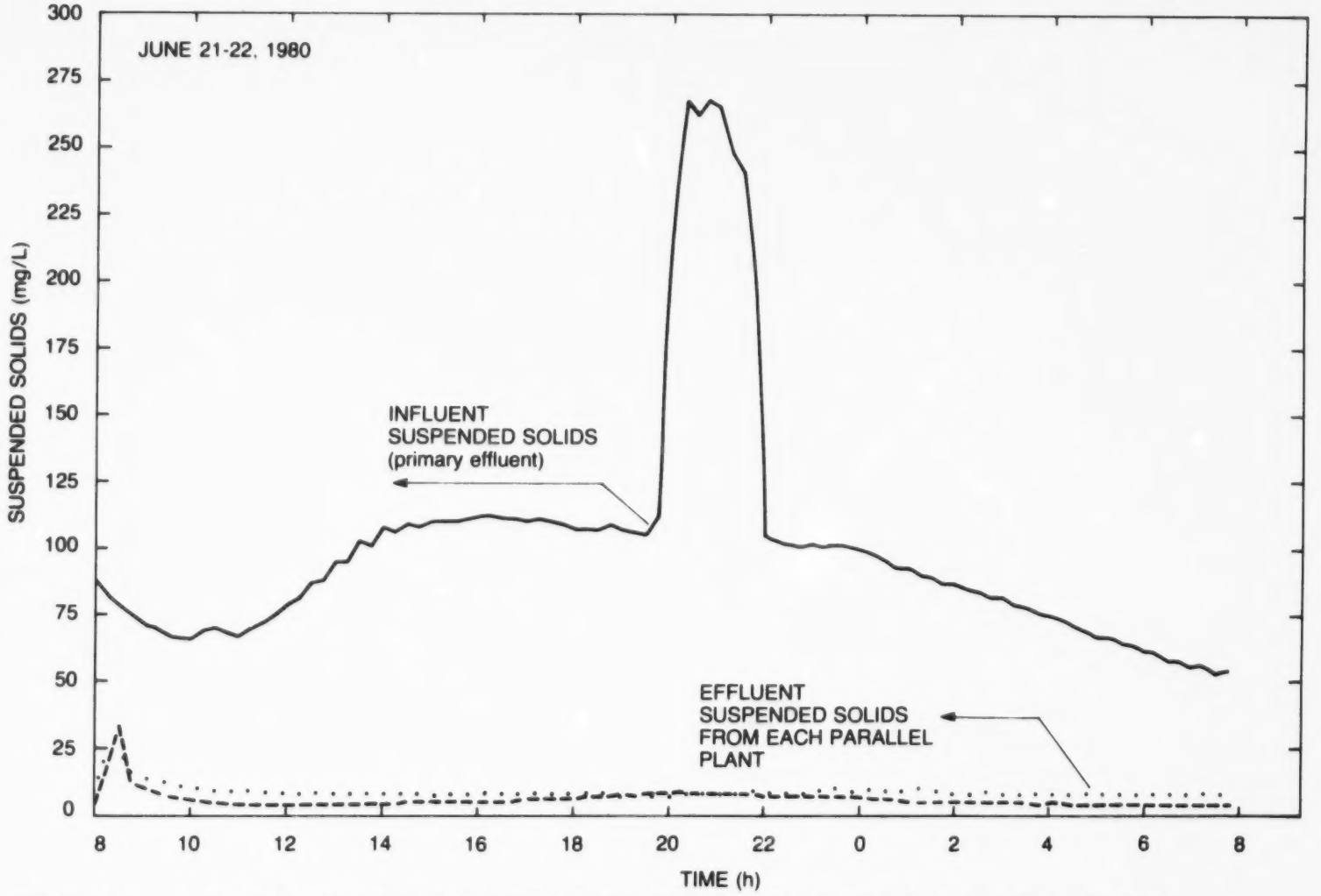


FIGURE 26 ON-LINE INFLUENT AND EFFLUENT SUSPENDED SOLIDS CONCENTRATIONS DURING 24-h PERIOD

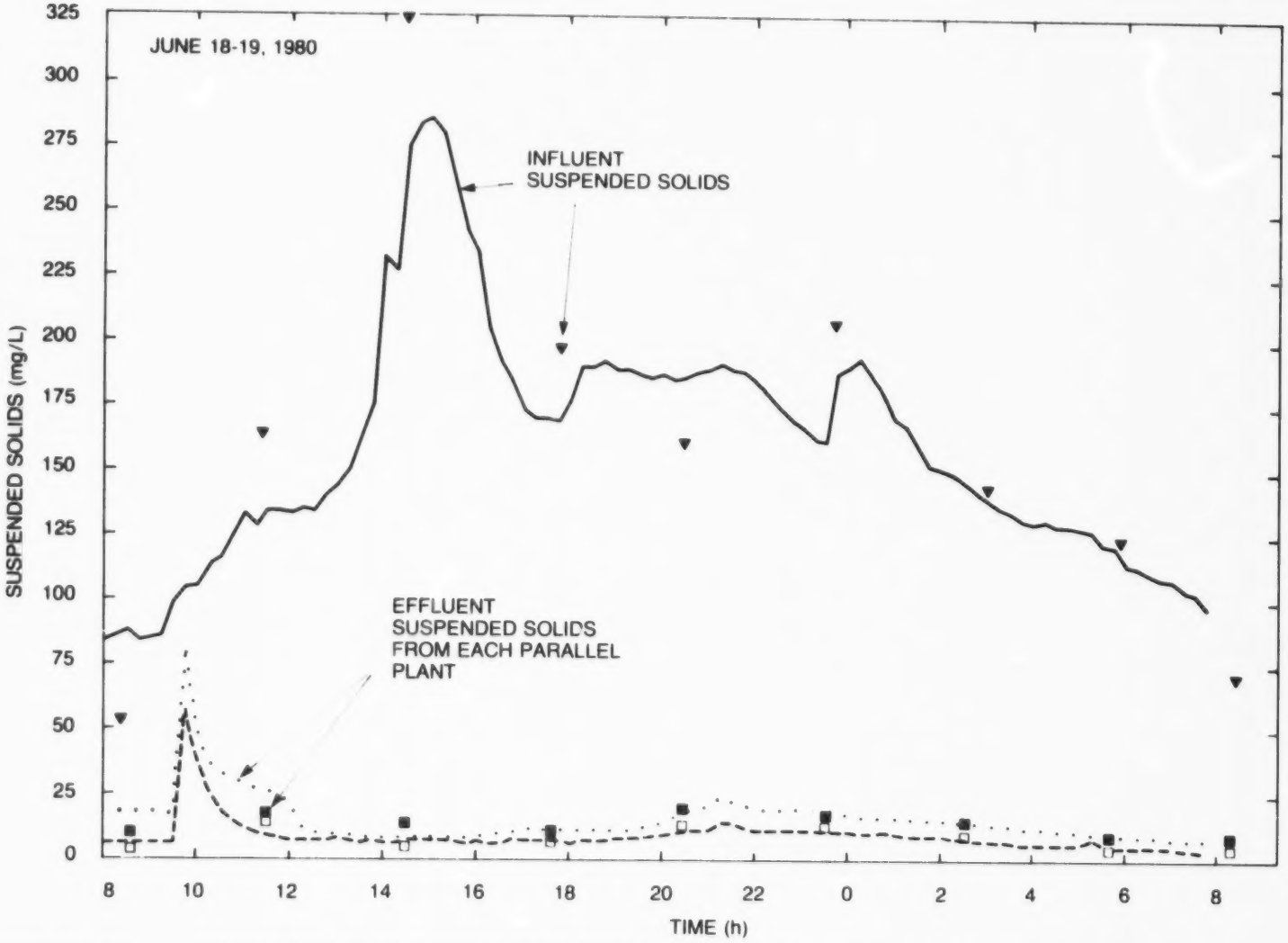


FIGURE 27 COMPARISON OF INSTRUMENT RESPONSE AND GRAVIMETRIC DETERMINATIONS FOR INFLUENT AND EFFLUENT SUSPENDED SOLIDS - JUNE 18-19, 1980

performance, it was clear that it was capable of closely following variations in influent solids concentration.

Data generated from the effluent suspended solids analyzers of the two parallel streams are shown in Figures 26, 27 and 28. Figures 26 and 27 show the typical variations in effluent suspended solids during acceptable periods of plant operation. The spike in solids between 0800 and 0930 h was due to the washdown of the secondary clarifier surfaces. This was necessary on a daily basis since the clarifiers had no surface skimmers. The time at which the washdown occurred was always evident from a spike with the characteristics shown in Figures 26 and 27. A small diurnal peak in effluent solids is depicted in the on-line data at about 2130 h in Figure 27. This peak was coincident with but shifted from the peak hydraulic and solids loading to the clarifier. Peak loading occurred at 2015 h, signifying about a one hour delay in the effluent solids response.

Figure 28 shows a more significant response in effluent solids at the peak loading period at about 2015 h. In the case of one of the parallel plants, it was observed that the sludge blanket in the secondary clarifier was carried over the weir at the high loading. The carry-over was readily detected by the on-line instrumentation. However, the maximum range manually selected and set on the instrument was 100 mg/L. Discrete samples collected at three-hour intervals and gravimetrically analyzed on this day of operation showed that the effluent solids were as high as 642 mg/L in the one system. The instrument registered the maximum value possible during this interval. During the balance of the day there was good agreement between the discrete gravimetric samples and analyzer responses (Figure 28). The spike at 0900 h was due to the clarifier washdown.

It was apparent from this day's results (Figure 28) that the influent solids analyzer had drifted significantly from the gravimetric results, but still reflected the trends in the data. Once again there was no correlation between the influent and effluent suspended solids concentrations. It is apparent from Figures 26, 27 and 28 that on-line instrumentation has the capability to detect continuous, and sometimes sudden, changes in influent or effluent suspended solids concentration. For accurate solids balances, only on-line instrumentation could supply the data needed without using time-consuming and tedious manual sampling techniques. However, in the case of a well-operated secondary clarifier not experiencing the loss of blanket solids in the effluent, the precision of manual and automatic sensor-based analyses would be similar.

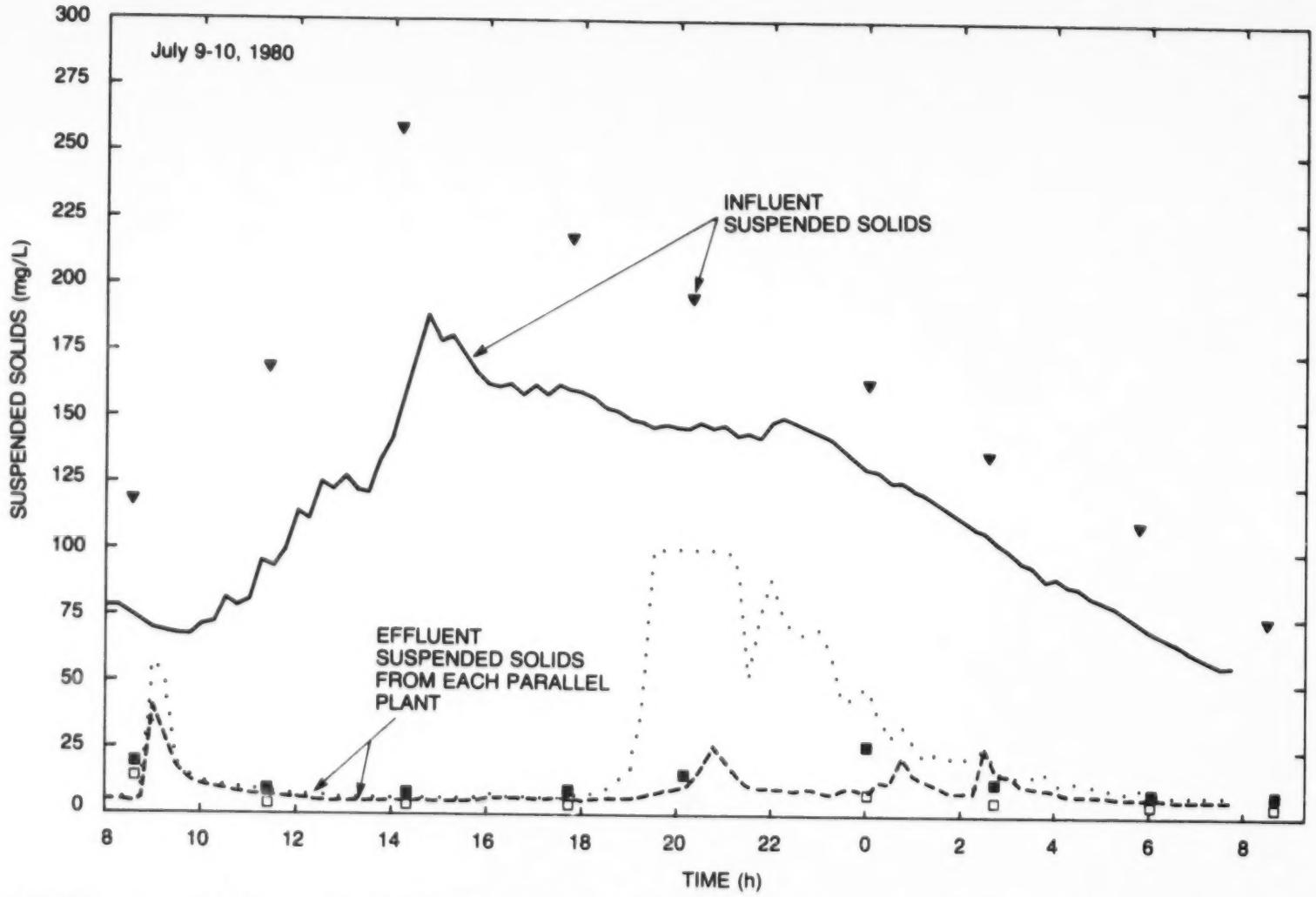


FIGURE 28 COMPARISON OF INSTRUMENT RESPONSE AND GRAVIMETRIC DETERMINATIONS FOR INFLUENT AND EFFLUENT SUSPENDED SOLIDS - JULY 9-10, 1980

4.6 pH Measurement

In many wastewater treatment processes, pH is an important variable. Often acidity or alkalinity are the variables of interest, but pH itself is important in living systems. Figure 29 shows a typical example of the responses of the pH electrodes in the feed (before primary clarification) and in the aeration tanks of the two systems. The feed pH varied in an uncontrolled fashion due in all likelihood to the discharge of industrial contaminants to the sewer system. It is apparent that both acidic and basic materials have been discharged since pH varied from as low as 6.5 to peaks as high as 10.3 units. The rate of change of influent pH is pronounced, lending itself to the early detection of significant pH perturbations.

The pH's measured in the aeration tanks are significantly affected by the incoming pH, but are delayed about one hour and damped hydraulically and biochemically. This is an example of a case where feed forward control based on influent pH and acid/base information could be applied for better pH control in the aeration system. This was not attempted in this study. Again, the rate of change of pH as given by the 15-minute averages plotted in Figure 29 could be used as a good indicator of upsets to the system. Both pilot plant systems reacted in the same way to the pH disturbance but with an offset of about 0.2 pH units which is within the limits that can be expected based on the sensor evaluation. Changes in pH observed on this day did not affect the activated sludge process as measured by the specific oxygen utilization rate. It is apparent that, where pH is a significant concern from a process viewpoint, the on-line continuous sensor-based data would be timely and informative.

4.7 Filtered Organic Carbon

As indicated in the instrument evaluation section, several problems had to be overcome with the on-line FOC analyzer before it could be used effectively. After the appropriate modifications had been made, the analyzer was used to continuously monitor the effluent organic carbon concentration from the two pilot plant systems. Even after the modifications were made, occasional problems occurred. These were usually associated with the continuous filter, which could tear or jam. If the tape failed to advance, the filtration rate decreased to essentially zero resulting in a loss of signal. However, the analyzer performed relatively well after the modifications.

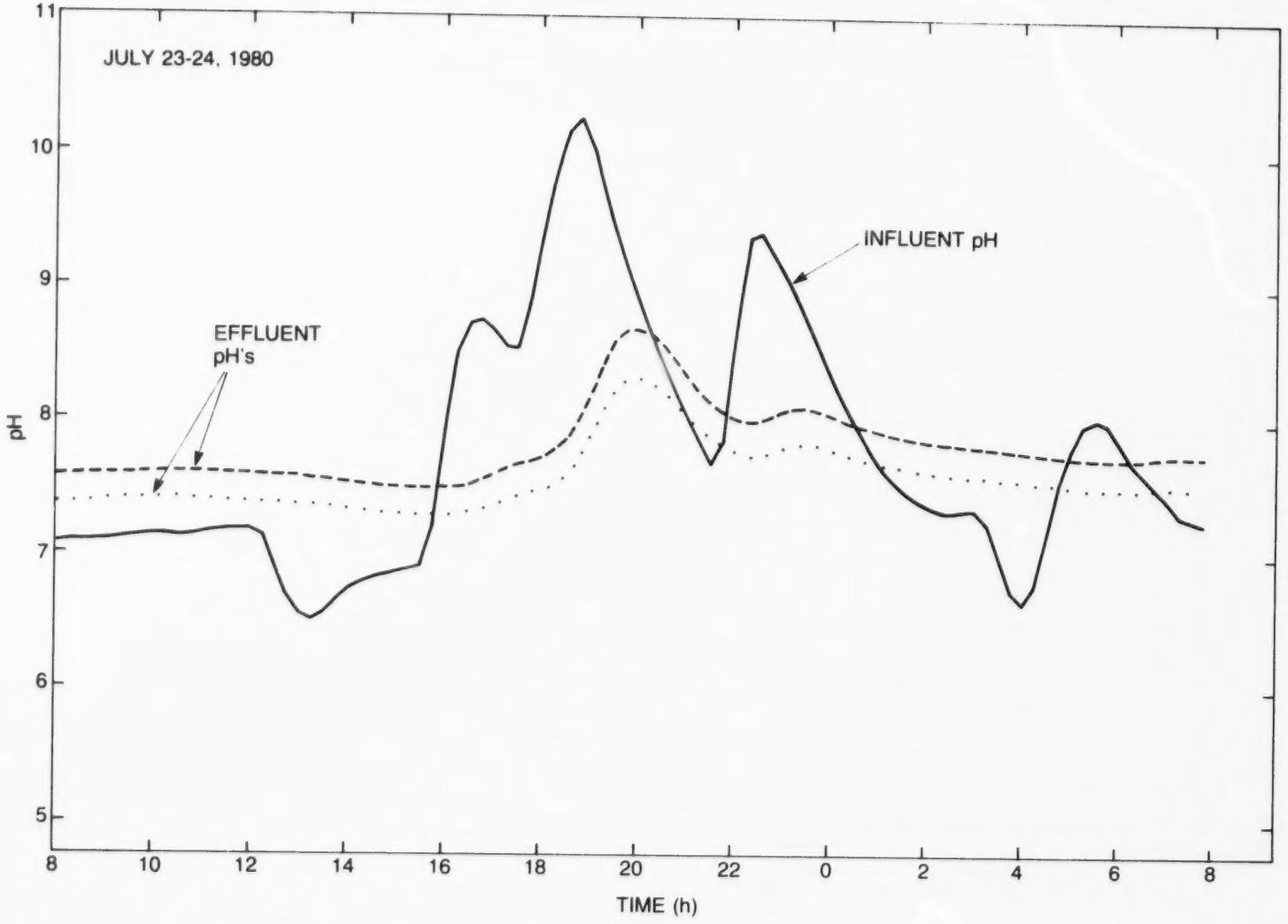


FIGURE 29 INFLUENT AND EFFLUENT pH DURING 24-h PERIOD

Figure 30 shows results at one-hour intervals for each of the pilot plant systems. The analyzer was controlled to alternate between each system with a period of one hour. The data shown are for a period during which a dynamic step-feed program controlled the flow distribution in one of the systems. This lead to a higher concentration in the step feed system during the part of the day having peak organic loading compared to the parallel completely mixed system. Data collected in the routine fashion of automatically sampling the effluent and analyzing the filtrate using the reference technique are also plotted for comparison. During most of the day, the on-line and reference data deviate from one another within an acceptable range based on the initial evaluation program. No explanation can be made for the larger deviations between 1200 h and 1600 h. On the average, the instrument yielded a lower response than the reference technique for both systems. This could have been due to differences in calibration, sampling technique and sample handling, or to the differences in sample filtration.

4.8 Temperature

Temperature of the raw feed to the primary clarifier was controlled thermostatically to eliminate seasonal variations, while temperature was measured continuously in the aeration tank of one of the systems (Figure 31). Since temperature was controlled, only heat transfer effects were of interest in the temperature data. These effects were shown as a diurnal oscillation in temperature with the flow rate of feed to the systems. At the lower flow rates in the early morning hours, the increased hold-up time allowed the temperature in the aeration tank to be driven towards the ambient temperature. As flow rate increased during the day, the reactor temperature decreased towards the temperature of the raw feed. The decrease in temperature can be seen to occur after approximately 1800 h in Figure 31.

In full-scale field systems, temperature changes of interest would include those due to seasonal changes or to precipitation and infiltration. The RTD temperature detector used here can be expected to give trouble-free operation with correct installation and initial calibration.

5 AUTOMATIC CONTROL OF DISSOLVED OXYGEN CONCENTRATION, SOLIDS RETENTION TIME, OXYGEN UTILIZATION RATE, AND DYNAMIC STEP FEED DISTRIBUTION

5.1 Dissolved Oxygen Control

As previously discussed, control of aeration to maintain a set point dissolved oxygen concentration in the activated sludge process can lead to energy savings and improved process performance.

To design aeration control systems correctly, it is essential to assess the factors governing oxygenation in a plant. Factors which govern the dynamics of oxygenation were given in Section 4.2. Sørensen[18] and Anderson[11] have described the effect of these factors upon the potential for efficient control and energy savings in some detail. Furthermore, Flanagan and Bracken[19] have thoroughly discussed the requirements and limitations of aeration blower control. Important considerations include blower turndown capability, surge control, and efficient operation at all output levels. This report deals with the results obtained on the parallel pilot plant systems at the WTC in terms of the savings in air usage to be expected through DO concentration control. The coupling of DO concentration control to estimation of biological activity in the completely mixed pilot plants is discussed later.

It should be pointed out that, as discussed by Olsson[17], the control of DO can be accomplished with minimal knowledge about the process dynamics. However, he indicates that the use of DO information to obtain estimates of physical and biological activity is a non-trivial but solvable problem in either completely mixed or dispersed plug flow reactors. Even the selection of the DO set point can be considered to be a non-trivial task, since there is a complex relationship between concentration, diffusion, reaction, and dispersion in a respiring biological system which likely influences the type of floc-forming organisms dominating within the process. The results reported herein should be considered in the light of these other complexities. It is the purpose of this section of the report to discuss the concept of a conventional feedback controller for control of DO concentration in a completely mixed activated sludge system and the air savings that can be expected. More thorough details of conventional controller design and tuning can be obtained from standard texts[20].

The DO control objective is to govern the O_2 transfer rate to the mixed liquor to correct deviations of the measured DO from the desired set point, DO_{sp}. At

steady-state all rates of change of process variables are zero; however, wastewater treatment facilities are subject to significant load and operating changes. The principles of O_2 requirements for synthesis and respiration dictate that these changes will lead to corresponding changes in the measured DO unless the oxygen transfer rate is manipulated to satisfy exactly the oxygen demand. It would be difficult or impossible to do this manually. However, it is possible to manipulate the O_2 transfer rate using commercially available instrumentation, automatic controllers and final control elements such as compressor inlet vanes or motor speed.

A simplified control loop is shown in Figure 32 for manipulation of motor speed to control DO in a CSTR. Two types of controller, analog and digital, are in general use for industrial process control. Digital controllers are rapidly outpacing analog controller sales due to the decreasing price of microprocessors and their wide flexibility in controller design.

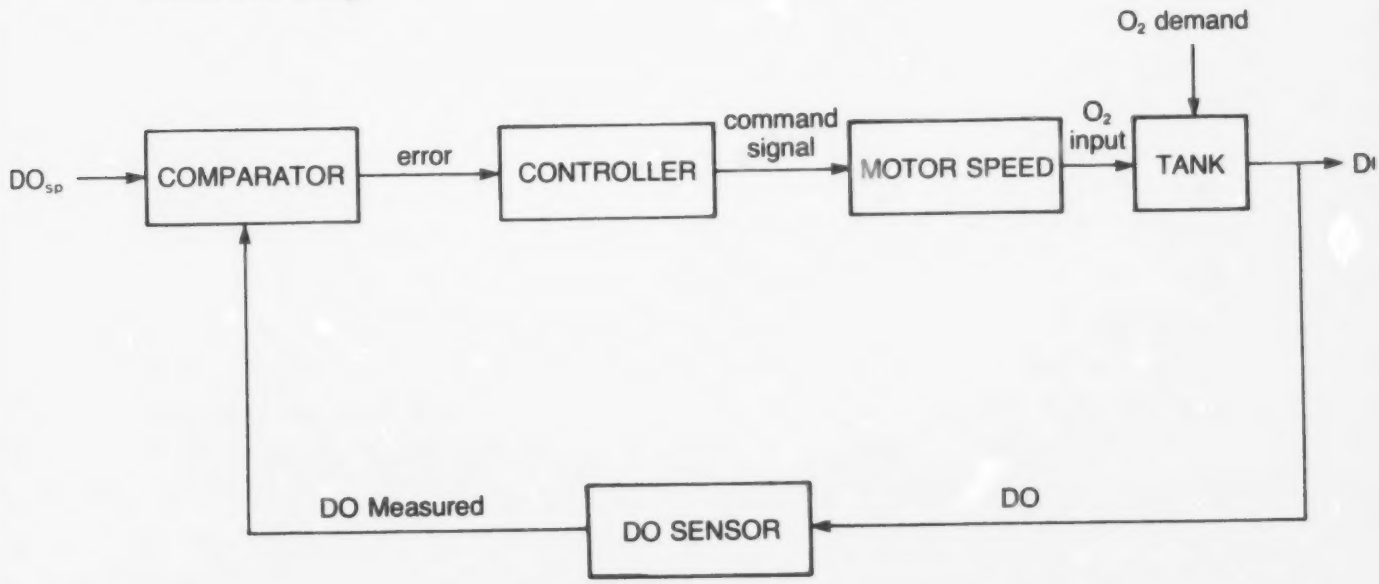


FIGURE 32 BLOCK DIAGRAM FOR DO CONTROL SYSTEM

The literature[7,21] and WTC experiences suggest that feedback proportional--integral (PI) control can be used for DO control. The form that this controller can take is represented by the following equation.

$$\Delta m = K_p \cdot e + \frac{1}{K_I} \int_0^t e\,dt$$

where: Δm = change in final control element (e.g. valve position, motor speed)

e = $DO_{sp} - DO_{measured}$

t = time

K_p = proportional gain

K_I = integral time

The above equation specifies that a change in the final control element, Δm, is proportional to the sum of the deviation from the setpoint, e, and the time integral of the deviation. Using this controller the steady-state error can be forced to tend towards zero. Through appropriate selection of K_p and K_I, a stable controller can be applied which minimizes DO variations through incremental changes in the final control element.

At the WTC the PI controller has been implemented on a digital minicomputer to control pilot plant DO concentration through manipulation of an air flow rate throttling valve. The controller portion of the computer program consisted of real-time executable FORTRAN IV code to solve for the new final control element signal for the air flow rate control valve. Other programming steps also were involved to support the controller. The applied velocity form of the discrete control equation was:

$$\Delta m \qquad K_p (e - e_l + e\Delta t/K_I)$$

where: Δt discrete control interval

e_l previous set point deviation at time $t - \Delta t$

The increment, Δm, in control valve position was added to the current valve position to obtain the desired control action,

$$m \qquad m_{current} + \Delta m$$

This is easily implemented on a real-time digital processor such as a minicomputer. Although a conventional PI control algorithm was used for control, it was not necessarily the optimum controller choice. Efforts have been made in recent years to use adaptive self-tuning controllers. These controllers have the advantage of providing controller parameters that reflect process information such as O_2 transfer efficiency and oxygen utilization rate in a recursive manner. Significant efforts should be directed to the efficient development and application of these modern controllers in wastewater treatment. Such efforts were beyond the scope of the present study.

The digital PI controller gain was 1.9, corresponding to a proportional band of 53%, significantly lower than reported values of 200 to 250% for a full-scale aeration system which included blower control[21]. The integral time was 0.25 h. Based on trial tests, five seconds was chosen as the DO sample interval and 60 seconds as the control interval. Thus, the average of 12 DO measurements was available at each control interval. Air flow rate to the manually controlled plant was manipulated periodically during the day (0800 to 1800 h) by manual means in an attempt to maintain a minimum DO of 1.0 mg/L. The operator had the advantage of on-line DO measurements for regulating the uncontrolled plant air flow rate.

Figure 33 depicts the 15-minute average DO response to a typical diurnal variation in hydraulic and organic loading. Effective control of the DO to a 2 mg/L set point was achieved in the controlled plant. The DO concentration can be seen to be slightly depressed during rapid increases in air demand and elevated during decreases in air demand. The variation in the controlled plant's air flow rate, indicative of the process loading, was reflected by the variation in the uncontrolled plant's DO concentration. In the uncontrolled plant, manual changes in the air flow rate at 1300 h and 1800 h were inadequate to maintain the DO above 1 mg/L at all times. Approximately seven hours of operation were at levels less than 1 mg/L and eleven hours operation occurred with DO greater than 2 mg/L. With a constant air flow rate setting during the 24-h period, the uncontrolled plant would have required a 70% increase in air supply above the controlled plant to meet a minimum DO of 2 mg/L at the peak loading. Using the manual control shown in Figure 33, potential still exists for saving about 35% of the air applied. At full scale, savings in actual energy consumption through blower control will be a function of the O_2 transfer efficiency and the blower efficiency[11,19].

Data showing the daily minimum and maximum DO concentrations for both plants are depicted in Figure 34 for a 130-day period. The actual variation in the controlled plant DO consistently behaved as shown in Figure 33 and the extremes shown in Figure 34 were usually brief and due to extraneous factors. For the uncontrolled plant, minimum and maximum DO values were approached and maintained for significant intervals. Even with persistent adjustments in the manual air flow rate setting, this plant frequently exhibited minimum DO concentrations less than 1 mg/L. From an energy viewpoint, significant air wastage was observed, with maximum DO's approaching saturation. The peaks and troughs in mean daily DO's in the uncontrolled plant occurred within seven days, coincident with weekly cycles in the plant loading. Thus, DO control must take into account daily and weekly variations in oxygen demand and mixing needs.

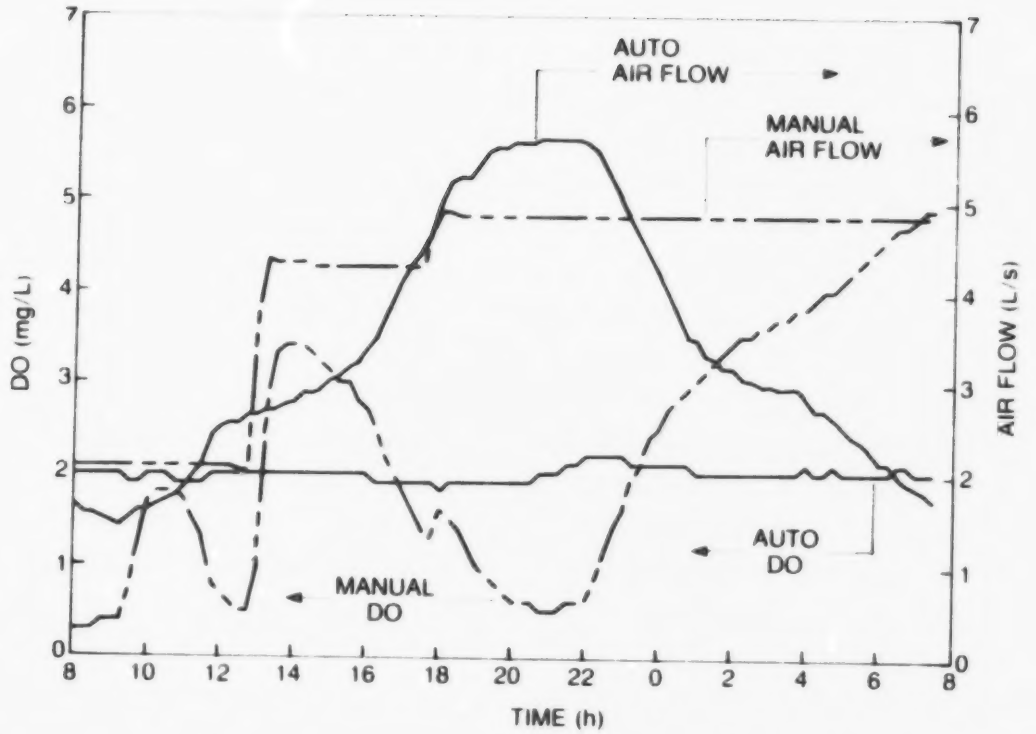


FIGURE 33 DISSOLVED OXYGEN CONCENTRATIONS AND AIR FLOW RATES DURING 24 h FOR AUTOMATICALLY AND MANUALLY CONTROLLED PLANTS

Throughout the DO control period, the manually operated plant had a standard deviation in the DO concentration of 0.9 mg/L. In comparison, the standard deviation of the DO concentration in the automatically controlled plant was 0.2 mg/L at the set point of 2.0 mg/L. At the 4.0 mg/L set point the standard deviation was 0.1 mg/L.

The DO of the uncontrolled system approached saturation concentration almost every day of operation at the trough in diurnal plant hydraulic and organic loadings, whereas the automated system DO was controlled at the set point (Figures 33 and 34). The high DO's maintained in the manual system at these times directly affected energy requirements as shown by the relative demand for air delivery at various DO set points and saturation concentrations (Figure 35). Highest transfer efficiency is maintained with the highest driving force possible at zero mg/L DO. This, however, is not usually the most desirable operating concentration but nor is the saturation concentration. Because of the relationship between air flow rate and power consumption, significant

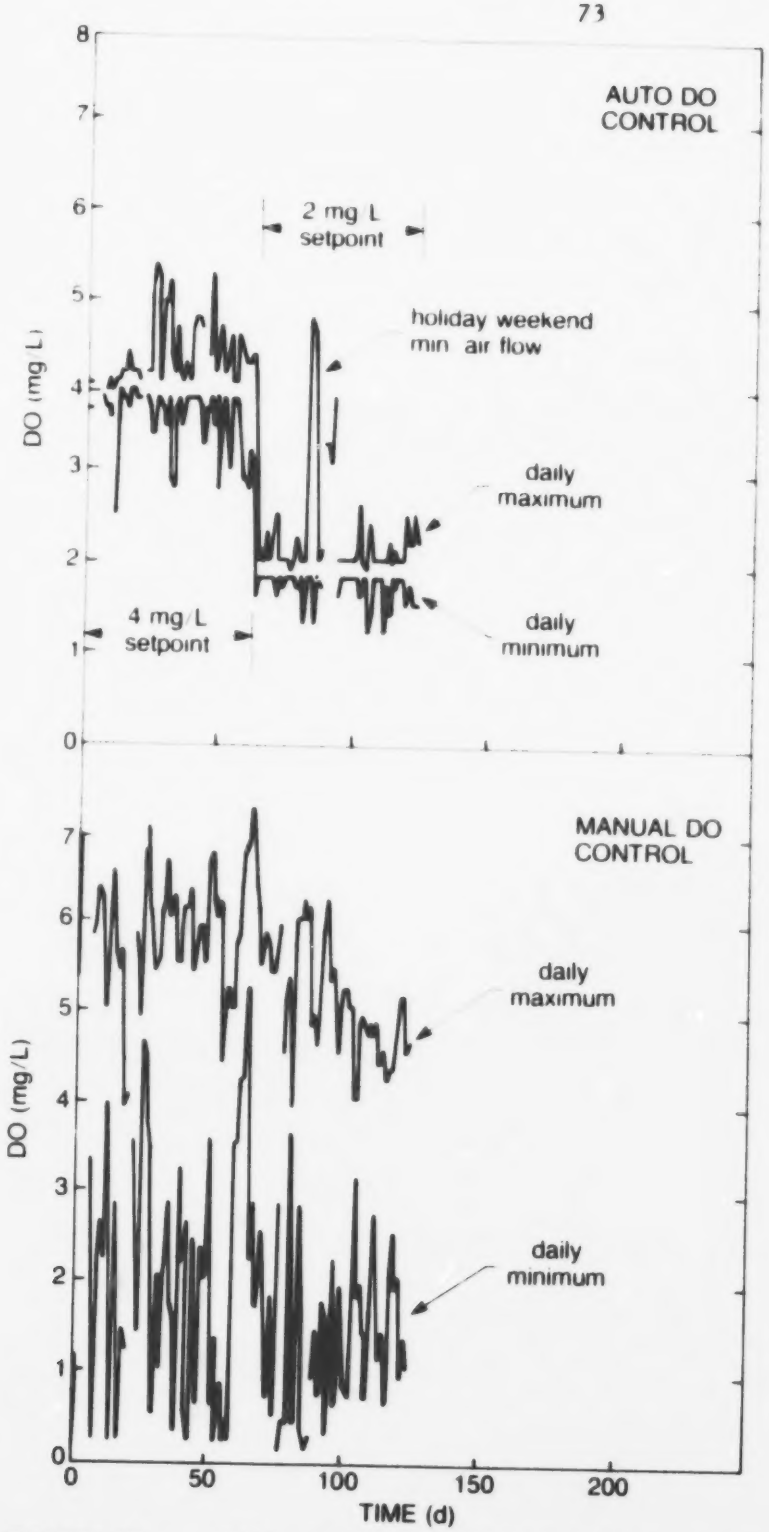


FIGURE 34 DISSOLVED OXYGEN FOR AUTOMATICALLY AND MANUALLY CONTROLLED AERATION SYSTEMS

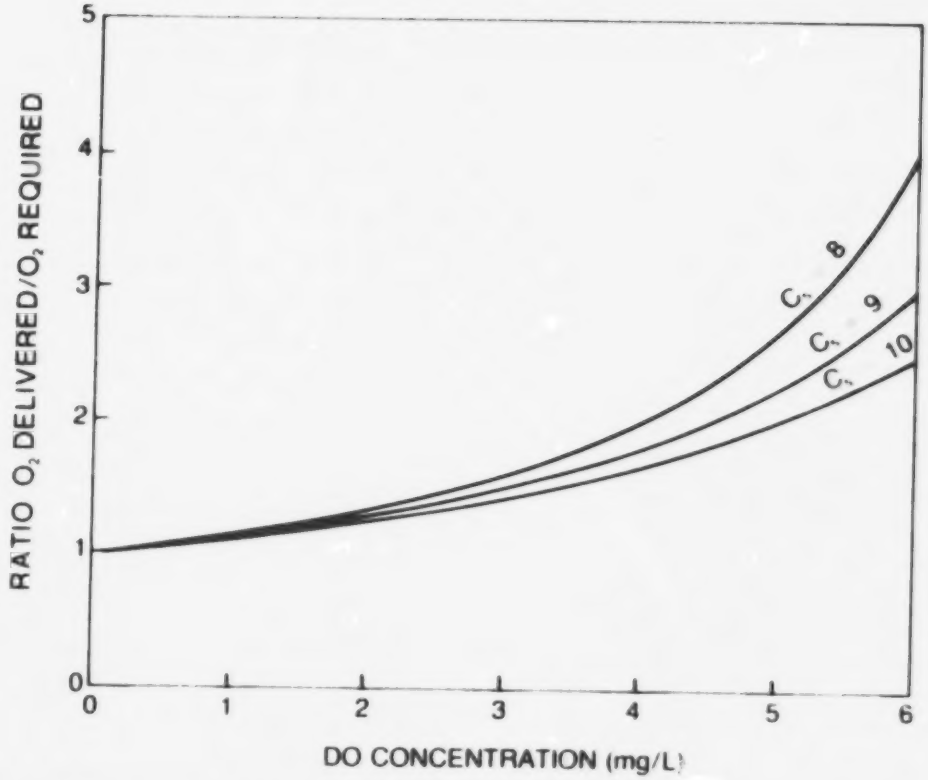


FIGURE 35 RATIO BETWEEN OXYGEN DELIVERED AND OXYGEN REQUIRED BY BIOMASS AT VARIOUS SATURATION AND REACTOR DO CONCENTRATIONS

savings in air supply can be achieved at loadings less than the maximum design level. These savings will be a function of the dynamic relationship between the overall oxygen transfer coefficient ($K_L a$) developed by a given aeration system and the power or air flow (Q_a) delivered:

$$K_L a = f(Q_a)$$

The WTC is currently (1982) investigating these relationships. In practice, cost savings must be evaluated on an individual plant basis since all factors governing savings, including energy costs, are site-specific.

Figure 36 shows the relationship between the automatically measured oxygen transfer, air flow, and substrate removal (in O_2 equivalents) in a 24-hour period for the Burlington pilot plant. DO concentration was controlled at 2 mg/L. The plant experienced diurnal variations in flow and substrate loading. It can be seen that there was a

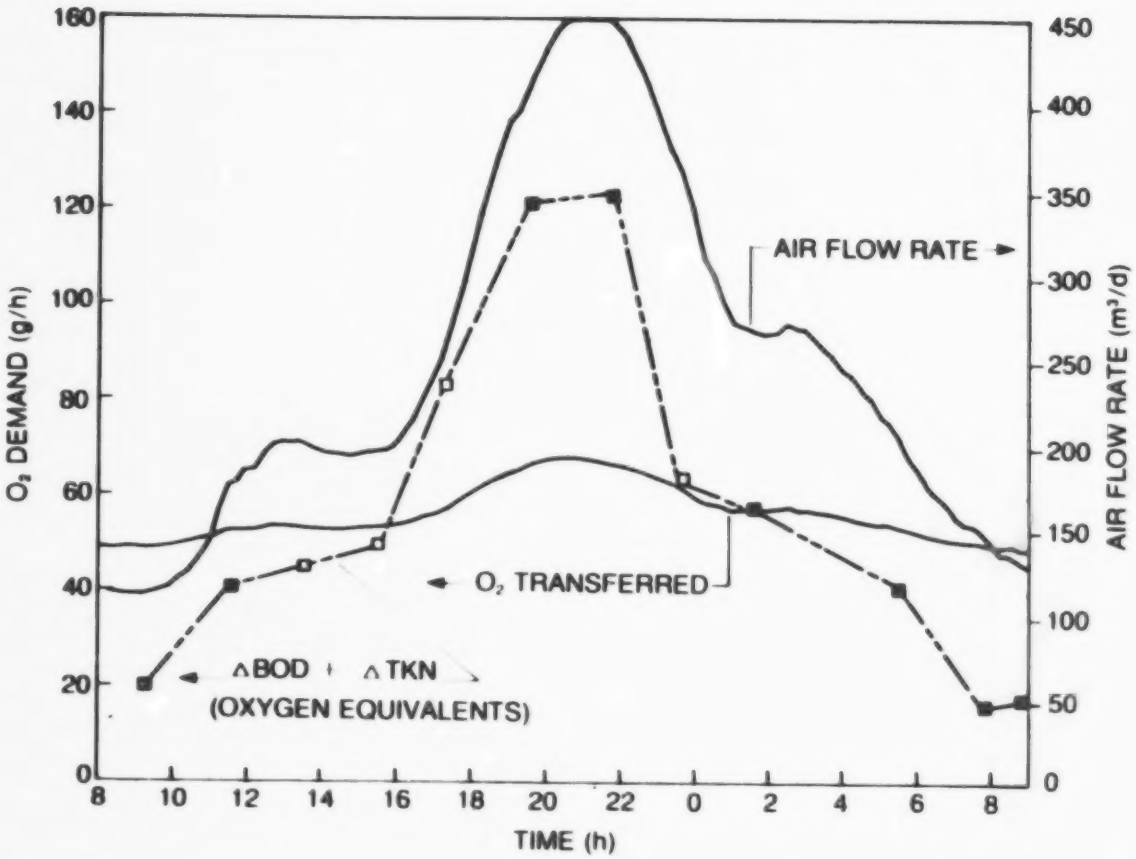


FIGURE 36 RELATION BETWEEN OXYGEN TRANSFER, SUBSTRATE REMOVAL, AND AIR FLOW RATE UNDER DIURNAL LOADING CONDITIONS

significant difference in the relative amplitudes of the air flow rate required for DO control and the actual oxygen transferred.

Investigations by Clifft and Andrews[22] have shown that the substrate loading does not exert an immediate demand on the oxygen transfer, and is not necessarily an accurate indicator of the instantaneous oxygen requirement. Rather the oxygen requirement is a good indicator of average loading conditions and can be used to estimate plant substrate removals. The areas under the oxygen transfer curve and substrate removal curve (Figure 36) were approximately equal during the 24 hours thus representing equal mass. Similar findings have been established for full-scale systems[22].

Figure 37 shows the distribution of the mean daily air flow rates for the 130-day period. Significant savings (~29%) in the median value of air applied were evident

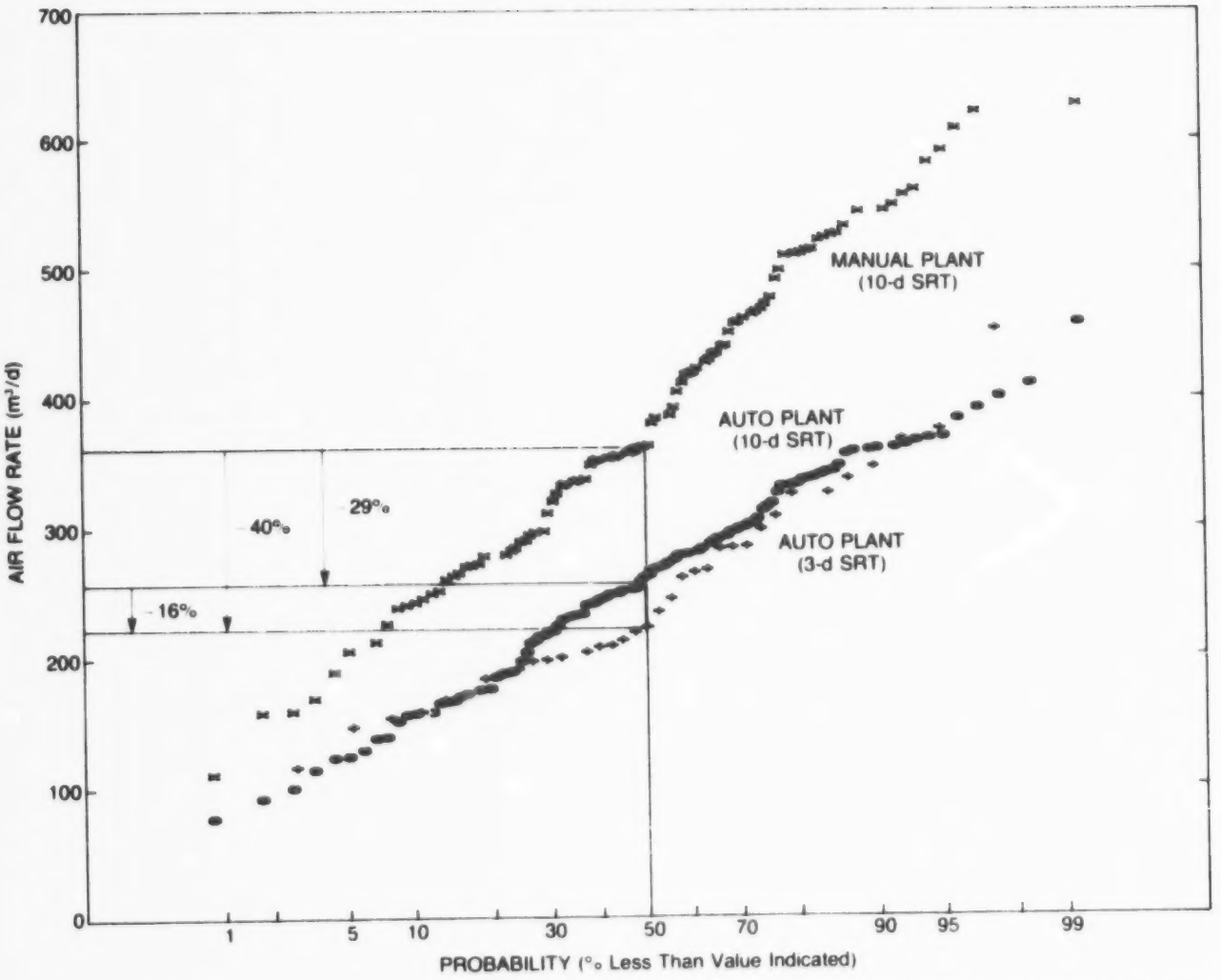


FIGURE 37 DISTRIBUTIONS OF MEAN DAILY AIR FLOW RATES BETWEEN MANUALLY AND AUTOMATICALLY CONTROLLED PLANTS

for the controlled plant compared to the uncontrolled plant at a 10-d SRT, with increasing savings at higher air flow demand. An indication of further savings in air usage can be seen by comparing the median values for the automatically controlled plant at 10-d and 3-d SRT's (Figure 37). An additional 16% saving was indicated at the lower SRT. At the 15°C operating temperature, no loss of nitrification was experienced. Significantly greater savings in air usage could have been attained in the controlled plant by using a 2 mg/L DO setpoint throughout the period. DO control and lower average air flow rates could result in improved sludge settleability and effluent suspended solids concentration[23,24].

The SRT of the DO-controlled plant also was automatically controlled for about one-half of the 130-day period. Paired data between the parallel plants for SVI and effluent suspended solids (ESS) were analyzed for the combined period and for the separate periods of time with and without automatic SRT control. Throughout the period the SRT was controlled at 10 days. Table 19 lists the SVI, ESS and SRT data for the various modes of operation indicated. Modes 1 and 2 and the combination of modes 1 and 2 apply to the discussion of effluent suspended solids and SVI under conditions with and without DO control. Effluent quality, based on 24-h flow-proportioned gravimetrically determined ESS, was not statistically different between the plants in terms of day-to-day mean value or standard deviation for the individual or combined data sets.

Up to about day 130, the parallel plant SVI's appeared to be correlated (Figure 38); however, the DO-controlled plant had a significantly lower value and less variability based on the data for mode 1 and the combined data (Table 19). Although difficult to verify with the available data, automatic DO control appears to damp variations in SVI to some extent. This may have some foundation based on the effect of DO levels on sludge settleability[23].

Full scale work conducted by Wells at Fairfield, California dealing with DO control also showed significant improvement in sludge settleability (SVI) and the prevention of bulking between parallel trains with and without DO control[25]. In the Fairfield case, only one clarifier was required for the DO control case versus two for the uncontrolled case.

5.2 Solids Retention Time Control

Current trends in activated sludge process control suggest that SRT (also called sludge age, or mean cell retention time) control is one of the most suitable techniques available to the plant operator. This strategy is equivalent to long-term

TABLE 19 PAIRED COMPARISON OF PARALLEL PLANTS UNDER DIFFERENT OPERATING MODES

Operation Mode	A-Plant DO	A-Plant SRT	B-Plant DO	B-Plant SRT	Target SRT (d)	MEAN VALUES ± STANDARD DEVIATION SRT(d) A	SRT(d) B	Sign.*	N(d)	SVI (mL/g) A	SVI (mL/g) B	Sign.*	N(d)	ESS (mg/L) A	ESS (mg/L) B	Sign.*	N(d)
1	✓	x	x	x	10	10.5 ± 1.5	9.9 ± 1.8	Yes	55	151 ± 102	211 ± 130	Yes	49	11 ± 9	10 ± 8	No	52
2	✓	✓	x	x	10	10.0 ± 1.9	10.5 ± 2.3	No	67	211 ± 128	230 ± 156	No	82	15 ± 12	17 ± 14	No	73
1 & 2 combined	✓	-	x	x	10	10.2 ± 1.7	10.3 ± 2.1	No	122	188 ± 116	223 ± 147	Yes	131	13 ± 11	14 ± 12	No	125
4	✓	✓	✓	x	3	2.8 ± 0.4	3.0 ± 0.4	No	39	106 ± 68	288 ± 279	Yes	42	22 ± 17	21 ± 14	No	42
5	✓	OUR**	✓	✓	3	3.5 ± 4.1**	3.3 ± 0.9	N/A	38	145 ± 92	143 ± 100	No	47	24 ± 17	27 ± 17	Yes	37

* differences between A and B plants determined to be significant (Sign.) based on N days of paired data.
** A-plant solids inventory control based on OUR; median SRT value reported rather than mean.

✓ automatic control
x manual control

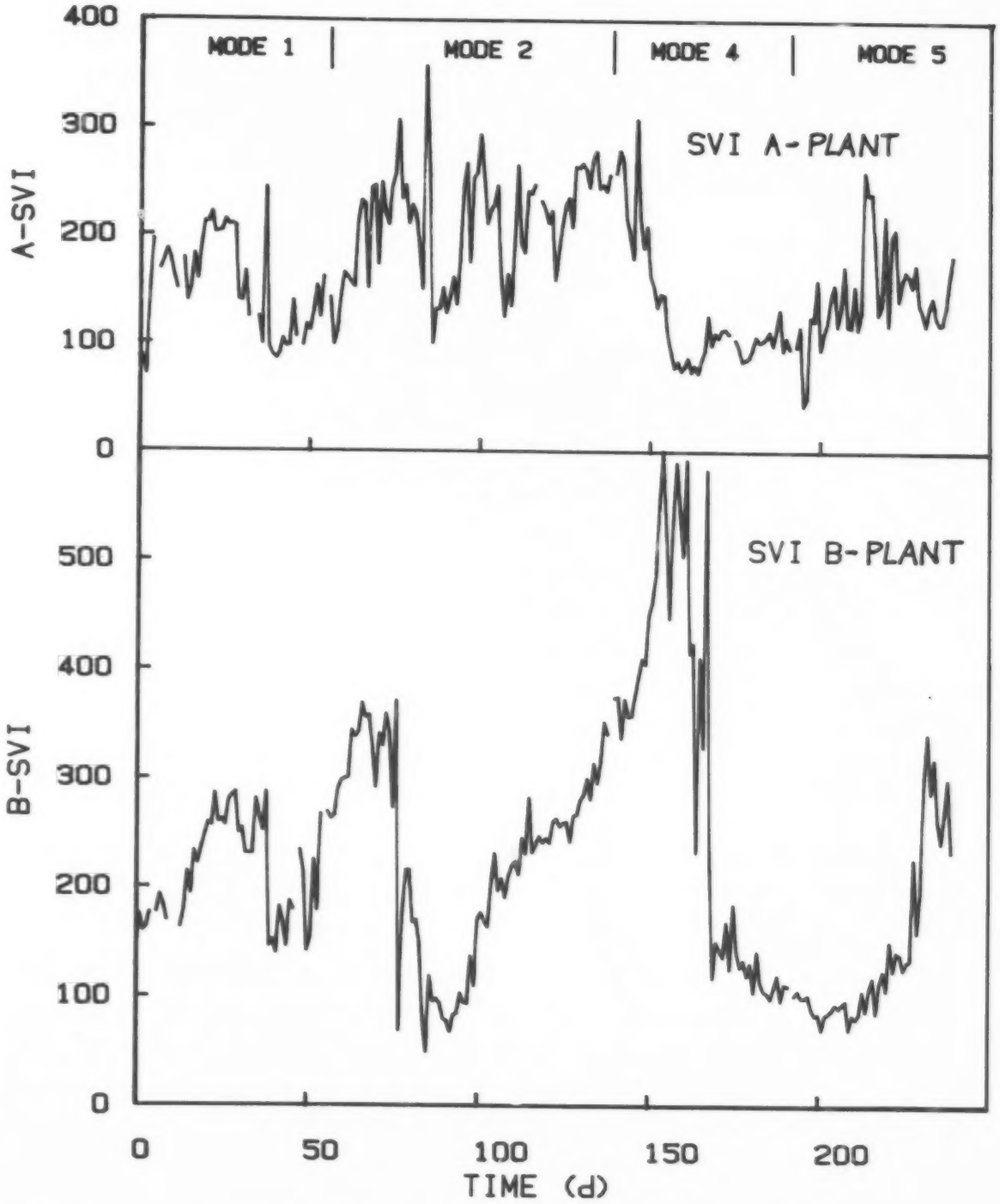


FIGURE 38 SVI'S OF PARALLEL PLANTS FOR DIFFERENT MODES OF OPERATION

TABLE 19 PAIRED COMPARISON OF PARALLEL PLANTS UNDER DIFFERENT OPERATING MODES

Operation Mode	A-Plant DO	A-Plant SRT	B-Plant DO	B-Plant SRT	Target SRT (d)	MEAN VALUES ± STANDARD DEVIATION SRT(d) A	SRT(d) B	Sign.*	N(d)	SVI (mL/g) A	SVI (mL/g) B	Sign.*	N(d)	ESS (mg/L) A	ESS (mg/L) B	Sign.*	N(d)
1	✓	x	x	x	10	10.5 ± 1.5	9.9 ± 1.8	Yes	55	151 ± 102	211 ± 130	Yes	49	11 ± 9	10 ± 8	No	52
2	✓	✓	x	x	10	10.0 ± 1.9	10.5 ± 2.3	No	67	211 ± 128	230 ± 156	No	82	15 ± 12	17 ± 14	No	73
1 & 2 combined	✓	-	x	x	10	10.2 ± 1.7	10.3 ± 2.1	No	122	188 ± 116	223 ± 147	Yes	131	13 ± 11	14 ± 12	No	125
4	✓	✓	✓	x	3	2.8 ± 0.4	3.0 ± 0.4	No	39	106 ± 68	288 ± 279	Yes	42	22 ± 17	21 ± 14	No	42
5	✓	OUR**	✓	✓	3	3.5 ± 4.1**	3.3 ± 0.9	N/A	38	145 ± 92	143 ± 100	No	47	24 ± 17	27 ± 17	Yes	37

* differences between A and B plants determined to be significant (Sign.) based on N days of paired data.
** A-plant solids inventory control based on OUR; median SRT value reported rather than mean.

✓ automatic control
x manual control

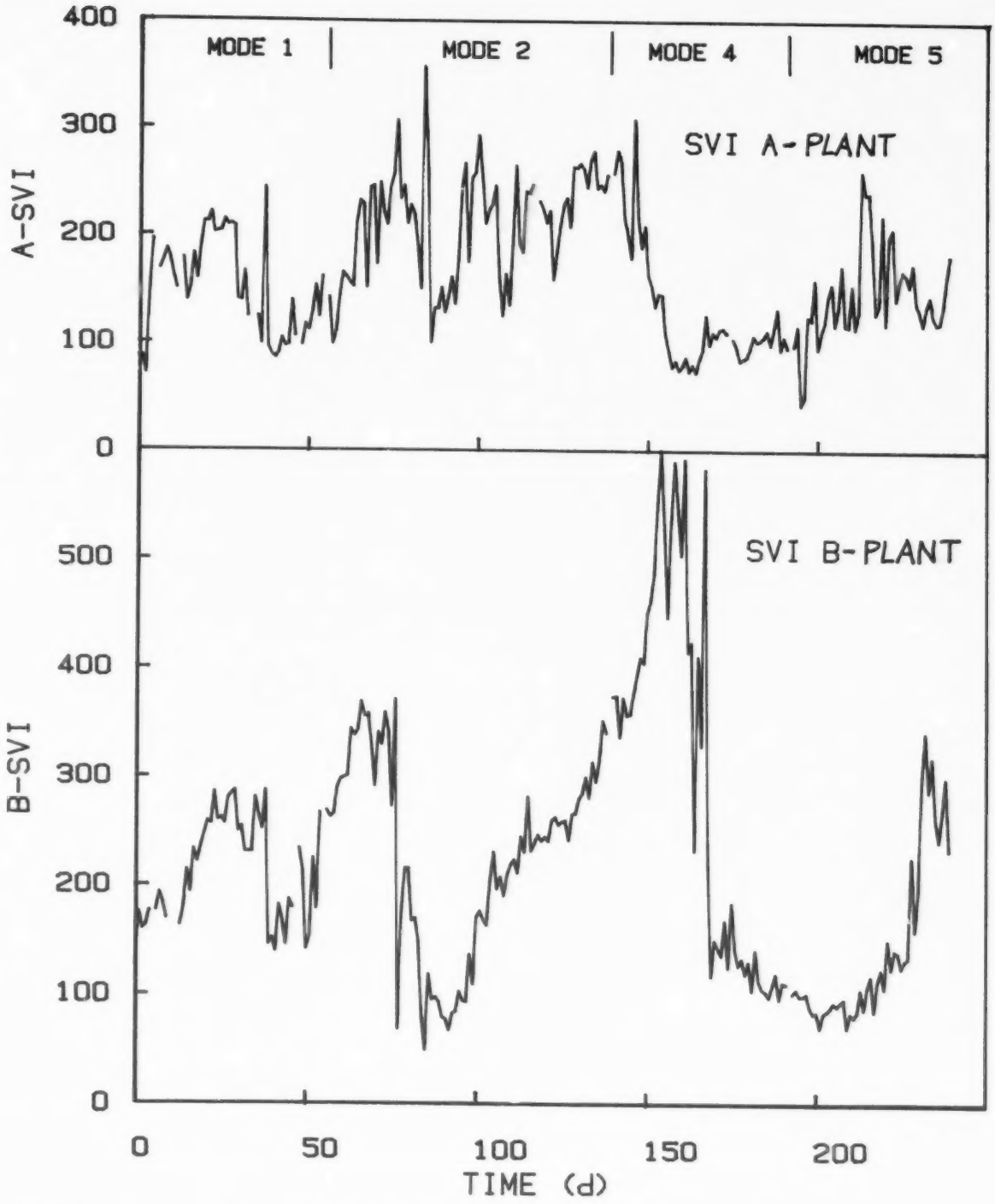


FIGURE 38 SVI'S OF PARALLEL PLANTS FOR DIFFERENT MODES OF OPERATION

steady state control of the food-to-microorganism ratio (F/M) and permits the calculation of the mass of sludge that should be wasted. The SRT is a measure of the average time that a floc, expressed as MLSS or MLVSS, resides in the process. It also is a straightforward measure of the observed average specific growth rate (μ) of the culture, neglecting endogeneous decay[26]:

$$\mu = SRT^{-1}$$

Like DO control, regulation of the growth rate and minimization of its variance can lead to a more stable biological equilibrium and improved process management.

The control of SRT is based on a straightforward solids mass balance:

$$SRT = \frac{\text{Mass aeration tank solids}}{\text{mass solids in effluent/d + mass solids wasted/d}}$$

$$= \frac{(MLSS)V}{(Q-W)\,ESS + W\,(RASS)}$$

where:

MLSS	=	mixed liquor suspended solids concentration
V	=	aeration tank volume
Q	=	raw wastewater flow rate
W	=	intentionally wasted sludge flow rate
ESS	=	effluent suspended solids concentration
RASS	=	return or waste activated sludge suspended solids concentration.

The variable that can be manipulated to control SRT to its set point, SRT_{sp}, is the waste activated sludge flow rate, W. Assuming that wasting occurs from the RAS line, the required flow rate can be calculated by rearranging the above equation

$$W = (MLSS \cdot V/SRT_{sp} - Q \cdot ESS)/(RASS - ESS)$$

The solution to the above equation for W requires the substitution of a desired set point for SRT_{sp} and known values for the remaining process variables. These variables must be measured or estimated for effective management of solids inventory. This necessity can be complicated by factors reducing the accuracy and precision of the estimates on a short term basis, such as:

i) RASS changes with hydraulic loading to the system, variable RAS flow rate, changes in settleability, clarifier rake position, or wasting itself.

ii) ESS varies significantly with time.

iii) Q or W may be poorly measured.

If wasting occurs intermittently, as it does at many smaller plants, significant variations can occur in waste solids concentration. These variations make accurate and precise estimation of SRT difficult based on infrequent grab samples for solids analyses and inadequate flow measurements. These difficulties have been well documented by the U.S. Environmental Protection Agency[1].

The WTC addressed this problem by investigating the use of on-line instrumentation interfaced to the HP minicomputer and its software to solve the material balance defined by the above equation and to control the pilot plant waste sludge solenoid valve to maintain the set point SRT. A FORTRAN IV program continuously assessed the solids inventory in the automatically controlled system and the mass of solids lost in the effluent. The desired set point SRT was entered by the pilot plant operator but rarely changed. Since the waste sludge flow rate was relatively small due to the plant scale, wasting was performed intermittently. The wasting schedule was flexible and could be manipulated by the plant operator at a minicomputer console. The operator specified the times at which the wasting valve was permitted to open, the maximum permitted volume and the maximum permitted duration for each waste period. This operational judgement overcame to a certain extent problems that could have arisen from inaccurate or malfunctioning plant sensors. Other checks of signal and process integrity also were made using the computer program. Various alarms were sounded if a problem existed with a description of the problem presented to the operator on the minicomputer printer or console. The parallel plant SRT was controlled manually through continuous wastage of solids directly from the aeration tank until mode 5 (Table 19).

Table 20 shows an example of the computer reported wasting progress for one day of operation for the automatically controlled plant. The first column shows the time at which wasting was initiated. In this example wasting was scheduled to occur at half-hour intervals from 0300 h to 0730 h after the diurnal peak loading had passed through the plant. In each case up to 0600 h, the maximum volume constraint (message 14) was met and wasting was halted. On two occasions (message 5), the waste activated sludge fell below an arbitrarily preset concentration thus halting the wasting. On the last wasting scheduled (0730 h), no constraints were exceeded and sufficient sludge was wasted to achieve the set point SRT of three days. A daily wasting period was

steady state control of the food-to-microorganism ratio (F/M) and permits the calculation of the mass of sludge that should be wasted. The SRT is a measure of the average time that a floc, expressed as MLSS or MLVSS, resides in the process. It also is a straightforward measure of the observed average specific growth rate (μ) of the culture, neglecting endogeneous decay[26]:

$$\mu = SRT^{-1}$$

Like DO control, regulation of the growth rate and minimization of its variance can lead to a more stable biological equilibrium and improved process management.

The control of SRT is based on a straightforward solids mass balance:

$$SRT = \frac{\text{Mass aeration tank solids}}{\text{mass solids in effluent/d + mass solids wasted/d}}$$

$$= \frac{(MLSS)V}{(Q-W)\,ESS + W\,(RASS)}$$

where:

MLSS	=	mixed liquor suspended solids concentration
V	=	aeration tank volume
Q	=	raw wastewater flow rate
W	=	intentionally wasted sludge flow rate
ESS	=	effluent suspended solids concentration
RASS	=	return or waste activated sludge suspended solids concentration.

The variable that can be manipulated to control SRT to its set point, SRT_{sp}, is the waste activated sludge flow rate, W. Assuming that wasting occurs from the RAS line, the required flow rate can be calculated by rearranging the above equation

$$W = (MLSS \cdot V/SRT_{sp} - Q \cdot ESS)/(RASS - ESS)$$

The solution to the above equation for W requires the substitution of a desired set point for SRT_{sp} and known values for the remaining process variables. These variables must be measured or estimated for effective management of solids inventory. This necessity can be complicated by factors reducing the accuracy and precision of the estimates on a short term basis, such as:

i) RASS changes with hydraulic loading to the system, variable RAS flow rate, changes in settleability, clarifier rake position, or wasting itself.

ii) ESS varies significantly with time.

iii) Q or W may be poorly measured.

If wasting occurs intermittently, as it does at many smaller plants, significant variations can occur in waste solids concentration. These variations make accurate and precise estimation of SRT difficult based on infrequent grab samples for solids analyses and inadequate flow measurements. These difficulties have been well documented by the U.S. Environmental Protection Agency[1].

The WTC addressed this problem by investigating the use of on-line instrumentation interfaced to the HP minicomputer and its software to solve the material balance defined by the above equation and to control the pilot plant waste sludge solenoid valve to maintain the set point SRT. A FORTRAN IV program continuously assessed the solids inventory in the automatically controlled system and the mass of solids lost in the effluent. The desired set point SRT was entered by the pilot plant operator but rarely changed. Since the waste sludge flow rate was relatively small due to the plant scale, wasting was performed intermittently. The wasting schedule was flexible and could be manipulated by the plant operator at a minicomputer console. The operator specified the times at which the wasting valve was permitted to open, the maximum permitted volume and the maximum permitted duration for each waste period. This operational judgement overcame to a certain extent problems that could have arisen from inaccurate or malfunctioning plant sensors. Other checks of signal and process integrity also were made using the computer program. Various alarms were sounded if a problem existed with a description of the problem presented to the operator on the minicomputer printer or console. The parallel plant SRT was controlled manually through continuous wastage of solids directly from the aeration tank until mode 5 (Table 19).

Table 20 shows an example of the computer reported wasting progress for one day of operation for the automatically controlled plant. The first column shows the time at which wasting was initiated. In this example wasting was scheduled to occur at half-hour intervals from 0300 h to 0730 h after the diurnal peak loading had passed through the plant. In each case up to 0600 h, the maximum volume constraint (message 14) was met and wasting was halted. On two occasions (message 5), the waste activated sludge fell below an arbitrarily preset concentration thus halting the wasting. On the last wasting scheduled (0730 h), no constraints were exceeded and sufficient sludge was wasted to achieve the set point SRT of three days. A daily wasting period was

TABLE 20 PLANT WASTING SCHEDULE BASED ON SRT CONTROL, SEPTEMBER 9, 1980

Time (h)	Volume Wasted (L)	System Mass (g)	Unintentional Waste (g)	Intentional Waste (g)	Message
0300	50	4 970	151	202	14
0330	100	4 970	152	390	14
0400	150	4 970	153	566	14
0430	200	4 970	154	734	14
0500	240	4 960	155	867	14
0530	290	4 960	156	1 020	14
0600	340	4 940	157	1 160	14
0630	390	4 930	157	1 290	5
0700	429	4 910	158	1 400	5
0730	452	4 820	160	1 470	0

Actual SRT	=	3.00 d
Equilibrium SRT	=	3.00 d
Set point SRT	=	3.00 d

calculated starting at 0800 h. This summary proved useful from an operating viewpoint. In the event that a sudden shift in the instantaneous SRT occurred, a calculation was automatically performed to estimate the actual equilibrium SRT. The result was displayed to the plant operator as shown in Table 20. The following equation was used to calculate the equilibrium SRT:

$$SRT_{eq} = SRT\ (e^{-\Delta t/\Delta SRT})$$

where:

Δt = time elapsed in days from previous calculation, usually one day.

ΔSRT = difference in measured SRT during elapsed time.

Figure 39 depicts the gravimetrically determined instantaneous SRT's for the automatically and manually controlled plants throughout the experimental period described in Table 19. SRT set points for the automatic SRT control phases of the program were 10 days for mode 2 (days 57 to 141) and 3 days for mode 4 (days 150 to 193).

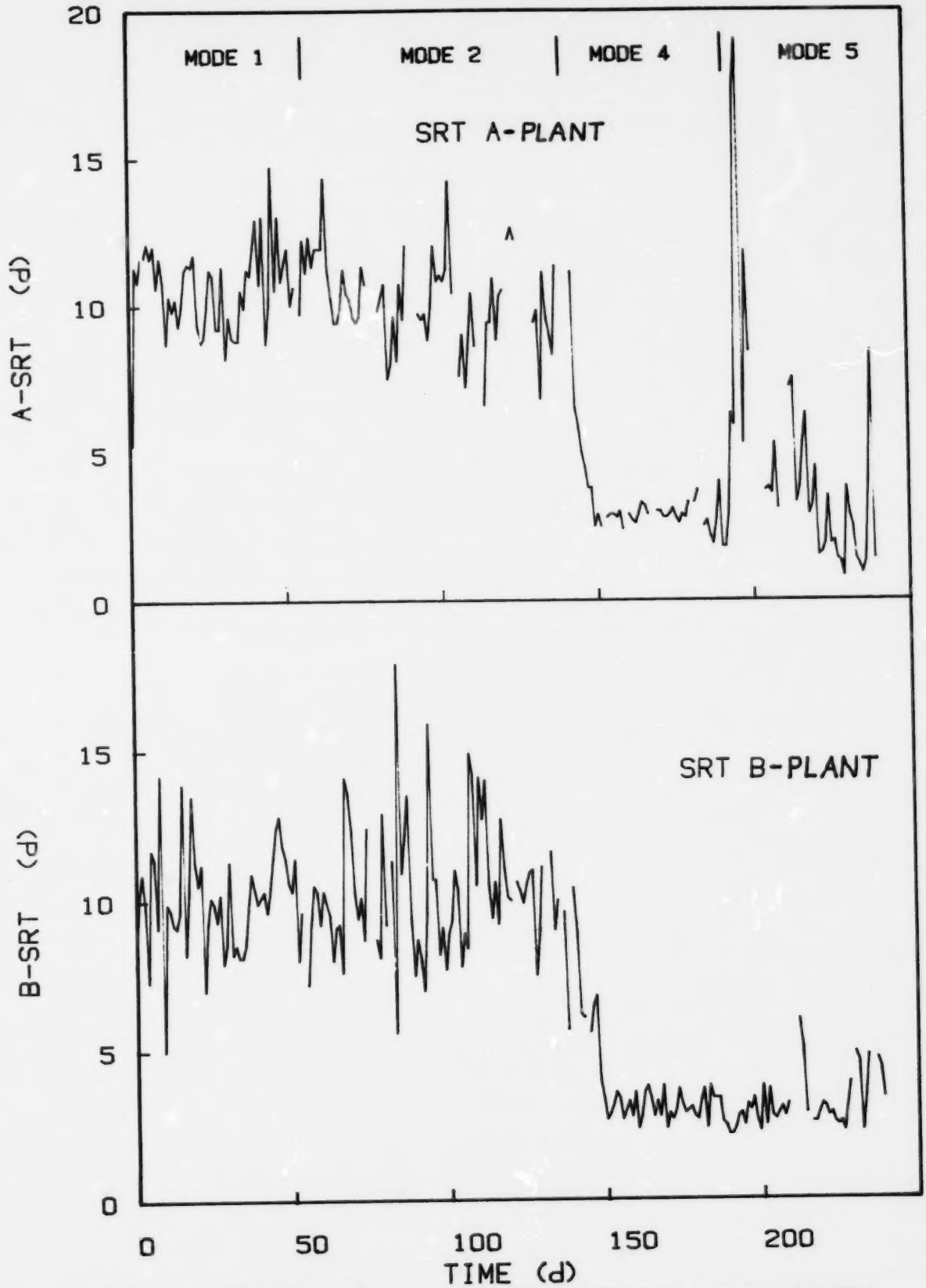


FIGURE 39 GRAVIMETRICALLY DETERMINED INSTANTANEOUS SRT'S FOR PARALLEL PLANTS

After day 193, the plant formerly having automatic SRT control received control over solids wastage based on the volumetric oxygen utilization rate (OUR) of the microorganisms (mode 5). During the OUR control program, the parallel plant formerly receiving manual SRT control (prior to day 93) received computer SRT control. This period is discussed separately below.

Prior to automatic SRT control, both plants were manually controlled at a 10-day set point. All plant comparisons (Table 19) were made only when paired data were available. Based on the paired data, no significant difference was observed between the average parallel plant SRT's during the automatic control periods at either SRT setpoint (modes 2 and 4). A small reduction in the standard deviation of the automatically controlled plant SRT was evident during the 10-d SRT control period as opposed to the manually controlled parallel plant; however, a similar difference in standard deviation also was observed when the SRT's of both plants were manually controlled (mode 1). At a SRT set point of three days (mode 4), no differences in SRT variability were observed between the parallel plants due to the large volumes of sludge that were required to be intentionally wasted compared to the 10-day SRT operating modes. No day-to-day difference in effluent quality based on ESS was observed during the automatic SRT control phases (Table 19 and Figure 40). Large differences were observed in the mean SVI values for the two plants (Table 19) and in their trends (Figure 38). It has not been determined whether these differences between the plants were due to DO control, SRT control, or some unknown factor. The conclusions of Wells[25] and Sezgin et al.[27] suggest that DO control would be the responsible factor. More work is needed to investigate the effect of automatic control on sludge settleability.

The results indicate that a computer-controlled facility can provide control of the instantaneous SRT equivalent to a "well-operated" manually-controlled plant. The manually controlled system discussed in this paper was carefully regulated and represents the best possible situation. The waste solids were precisely measured and controlled by effluent compositing and by collection, complete mixing and gravimetric analysis of the total intentionally wasted sludge. In a full scale system this would be very difficult and the variation in instantaneous SRT in a manual control mode could be expected to be higher than that reported here. It has been more traditional for plant staff to sample only once or twice per day and base control on these results alone. This problem is amongst those identified as the most serious factors limiting plant performance[1]. The increased usage of on-line instrumentation and computer control for other plant processes means

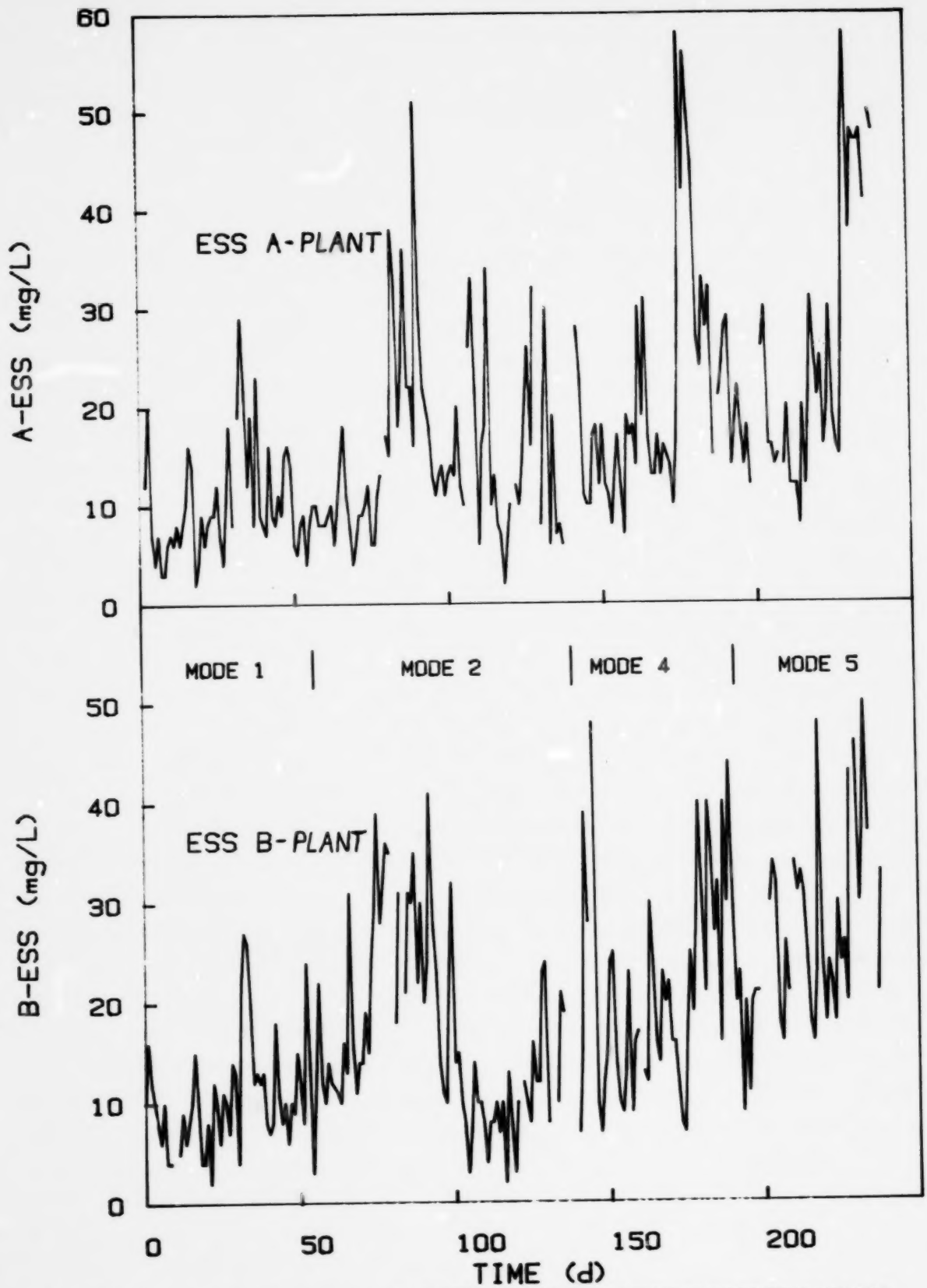


FIGURE 40 GRAVIMETRICALLY DETERMINED EFFLUENT SUSPENDED SOLIDS FOR PARALLEL PLANTS

that automatic SRT control capabilities do and will exist. Full scale verification of the automatic SRT control strategy in parallel with a manually operated process train is necessary to further examine the control implications.

5.3 Oxygen Utilization Rate (OUR) Control

One of the assumptions inherent in the control of SRT is that a constant fraction of the mixed liquor volatile suspended solids (MLVSS) is viable and active. This is probably closer to the truth in pure culture systems to which the activated sludge process does not belong. Under non-optimum or toxic operating conditions the assumption may be completely inadequate. It is, however, generally accepted that active biomass is accurately indicated by the level of the OUR.

As early as 1969 Brouzes[28] reported the use of volumetric O_2 uptake rate, OUR, for monitoring and controlling activated sludge systems in France. OUR or respiration rate was measured on-line through controlling and measuring DO and air flow rate. Knowledge of the oxygenation capacity or O_2 transfer efficiency of the aeration system allowed OUR to be calculated automatically. At present about 100 plants in France are controlled using this technique with analog or digital equipment[29]. The basic control action is to regulate the waste sludge rate to maintain a selected OUR and specific growth rate. A limited amount of information has been presented by Brouzes[28] to show that this strategy does reduce variations in the growth rate.

In the case of repetitive diurnal cycles in plant loading the OUR corresponds approximately to endogeneous respiration rate during the low loading period. This type of cycle is very common in municipal wastewater treatment facilities. The exact cycle will be site specific. In general, low organic and hydraulic loadings occur in the early morning hours, e.g., 0300-0600 h. Sharp increases in diurnal hydraulic loading can lead diurnal organic increases by several hours. This is generally true for domestic activity but difficult to predict. High NH_4-N concentrations may predominate in the morning hours between 0600-1000 h, but this also is site specific[30].

To calculate OUR on-line for a completely mixed diffused air system several process parameters must be estimated or measured. These include DO concentration (C), temperature (T), air flow rate (Q_{air}), feed (Q) and recycle (R) flow rates, O_2 saturation concentration in the process effluent (βC_s), and the O_2 transfer coefficient ($K_L a$) for the field aeration system under process conditions, and aeration tank fluid volume (V). Temperature correction factors are necessary for $K_L a$ and C_s. For methods, limitations

and problems which can be encountered in estimating $K_L a$, the document recently published by the U.S. EPA entitled "Workshop Toward an Oxygen Transfer Standard" should be consulted[31].

An oxygen mass balance can be written for the aeration tank:

O_2 accumulation = O_2 inputs - O_2 outputs

If the DO concentration is negligible in the feed and recycle streams then

$$VdC/dt = K_L a \cdot V(\beta C_s - C) - OUR' - (Q+R) \cdot C$$

If the aeration tank DO concentration is controlled to a steady-state set point value as previously discussed,

$$dC/dt = 0$$

and OUR can be calculated after rearranging the above equation,

$$OUR' = K_L a \cdot V \cdot (\beta C_s - C) - (Q+R) \cdot C$$

Volumetric OUR is calculated by dividing through by volume to give

$$OUR = K_L a \cdot (\beta C_s - C) - (Q+R) \cdot C/V$$

In practice $K_L a$ is often a linear function of air flow rate within certain limits:

$$K_L a = m Q_{air} + b$$

where: m = slope

b = intercept

and a function of temperature:

$$(K_L a)_T = K_L a_{20} \cdot \theta^{T-20}$$

where: θ = 1.024

T = temperature, °C

C_s = 515.28/(T+35)

for a given diffused air system with fixed geometry and fluid characteristics. Tests by Sørensen[7] and the WTC have shown that βC_s is relatively constant in activated sludge effluent and very close to the theoretical value (C_s) for clean water ($\beta \approx 1.0$). Tests must be performed to evaluate the relationship of $K_L a$ to air flow rate in actual systems. For mechanical aeration systems, $K_L a$ could be related to aerator power draw rather than air flow rate.

The process value of $K_L a$ can be affected by air distribution changes, diffuser clogging, surfactants and suspended solids within the process. Sørensen[7] and Kayser[32] have shown that the process $K_L a$ is about the same in a completely mixed activated sludge reactor producing good effluent quality (less than 30 mg/L BOD_5) as in tap water. Also, Boon[33] has shown that $K_L a$-process/$K_L a$-tap water is between 0.8-1.0 at the discharge end of dispersed plug-flow activated sludge reactors. These results indicate that good estimates of the relationship between $K_L a$-process and air flow rate can be obtained for completely mixed reactors through experimental determinations. Little definitive work has been reported concerning on-line estimation of $K_L a$-process/$K_L a$-tap water. Some excellent indications of the potential of on-line estimation have been given by Holmberg[34]. More work is needed in this area, particularly to determine time varying and spatially varying values of $K_L a$-process. The use of self-tuning DO controllers to allow state and parameter estimation on-line is being investigated at the WTC.

Figure 41 shows the experimentally determined relationship between $K_L a$ and air flow rate for the WTC pilot plant during the period of sludge wastage under OUR control. The slope of the relationship shown indicated that large increases in air flow rate would lead to modest increases in O_2 transfer efficiency for this pilot plant over the range of interest. This has important implications in choosing aeration equipment since mimimum increases in air flow rate are desirable from an energy viewpoint to meet increases in O_2 demand. Air consumption has a direct impact on plant energy requirements and efficient O_2 transfer is essential.

The solids inventory control period for one of the parallel plants based on OUR (mode 5, Table 19) commenced on day 194 and continued to the study's completion. The other parallel plant was controlled using the automatic SRT approach with a set point of three days.

The above equations were used to calculate the OUR for the pilot plant reactor using the on-line instrumentation interfaced to the minicomputer. OUR was calculated at five-second intervals and averaged at 15-minute intervals using a FORTRAN IV program with real-time extensions. As in SRT control, sludge wasting was programmed to occur after the usual peak loading to the plant in the evening hours. Wasting usually occurred anytime after 0300 h in order to have OUR estimates approaching the endogeneous equivalent by the end of the 24-h period at 0800 h.

The control objective was to limit the sludge wasting to maintain a specific biomass activity in terms of OUR for the expected load during the subsequent day. The

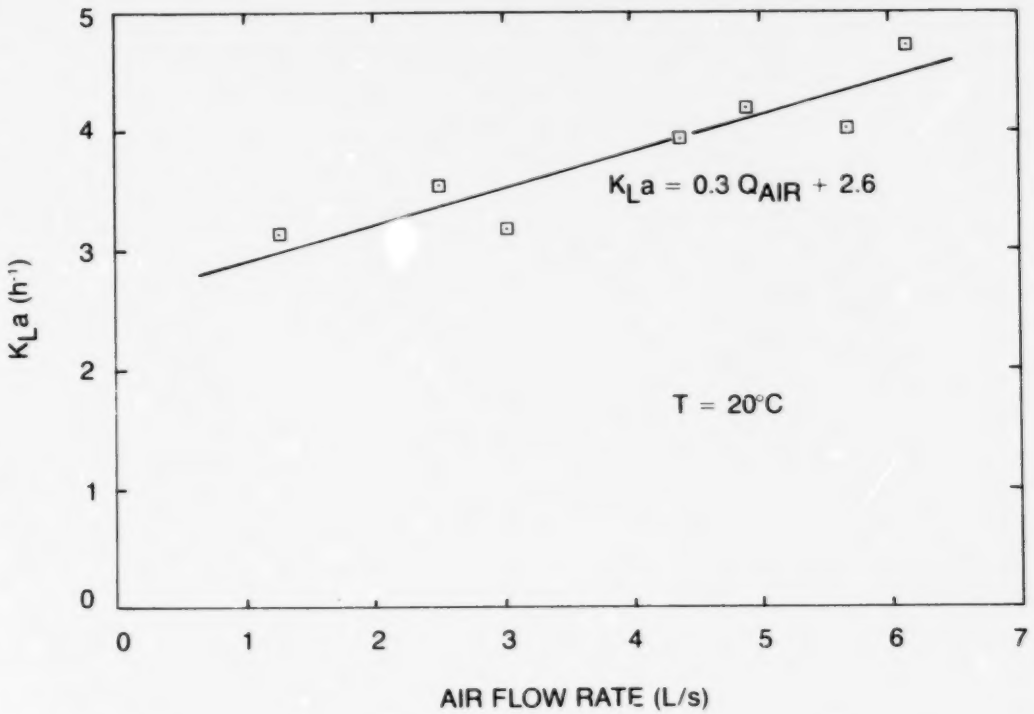


FIGURE 41 RELATIONSHIP BETWEEN $K_L a$ AND AIR FLOW RATE FOR PILOT PLANT

desired set point OUR was selected to provide the degree of biomass activity and substrate oxidation required. The selected set point was determined through examination of previous plant records which showed adequate treatment at a given measured OUR.

For Burlington wastewater at the WTC a volumetric OUR setpoint of 22 mg/L•h resulted in an equilibrium SRT of about three days on an average basis. This setting provided treatment considered equal to the plant under automatic SRT control on an average basis. Table 21 summarizes the wasting activities for the pilot plant under OUR control for 2 October 1980. This table shows that wasting commenced at 0300 h as scheduled by the pilot plant operator on the minicomputer console and continued at half-hour intervals. The OUR set point of 22 mg/L•h was not reached by the end of this 24-hour period since waste sludge volume and duration constraints were exceeded at each wasting period (messages 13 and 14). DO was automatically controlled in each of the parallel plants to a value of 2 mg/L.

TABLE 21 PLANT WASTING SCHEDULE BASED ON OUR CONTROL, OCTOBER 2, 1980

Time (h)	Volume Wasted (L)	System Mass (g)	Unintentional Waste (g)	Intentional Waste (g)	OUR (mg/L•h)	Scour (mg/g MLSS•h)	Message*
0300	50	5205	98	476	26	11.4	14
0330	100	5222	188	912	26	11.2	14
0400	140	5234	101	1220	26	11.0	14
0430	185	5241	103	1560	25	11.4	14
0500	229	5239	104	1865	24	11.8	13
0530	272	5232	105	2115	24	11.8	13
0600	312	5220	104	2330	23	12.0	13
0630	350	5205	106	2520	23	12.9	13
0700	386	5187	107	2700	23	13.0	13
0730	421	5146	108	2850	22	12.6	13

Instantaneous Equilibrium Set Point: SRT = 1.74 d; SRT = 2.66 d; OUR = 22.00 mg/L•h

* Message 13 indicates duration constraint exceeded; message 14 indicates volume constraint exceeded.

Figure 42 shows the calculated OUR results for the 24-h period on 2 October 1980. Peak hydraulic and organic loading occurred at approximately 2000 h. Peak OUR corresponded with the peak loading due to increased microbial activity for cell synthesis and oxidative respiration. After 0300 h, as sludge wasting commenced, the OUR can be seen to decrease at an approximately constant rate coinciding with the rate of sludge wastage as indicated in Table 21. The desired OUR set point of 22 mg/L•h was not met in the time or wasting constraints allocated for the particular loading conditions to the plant. The final OUR in the 24-h period occurred at 0730 h having a value of 22.85 mg/L•h. It can also be seen that the instantaneous SRT was only 1.74 d, indicating relatively high activity within the process with the result that maximum permissible sludge was wasted to reduce the activity as measured by OUR. Typically, high loadings and activity were observed during the mid-week days, leading to increased wasting and decreased instantaneous SRT's. The data shown in Figure 42 was for a Thursday run (2

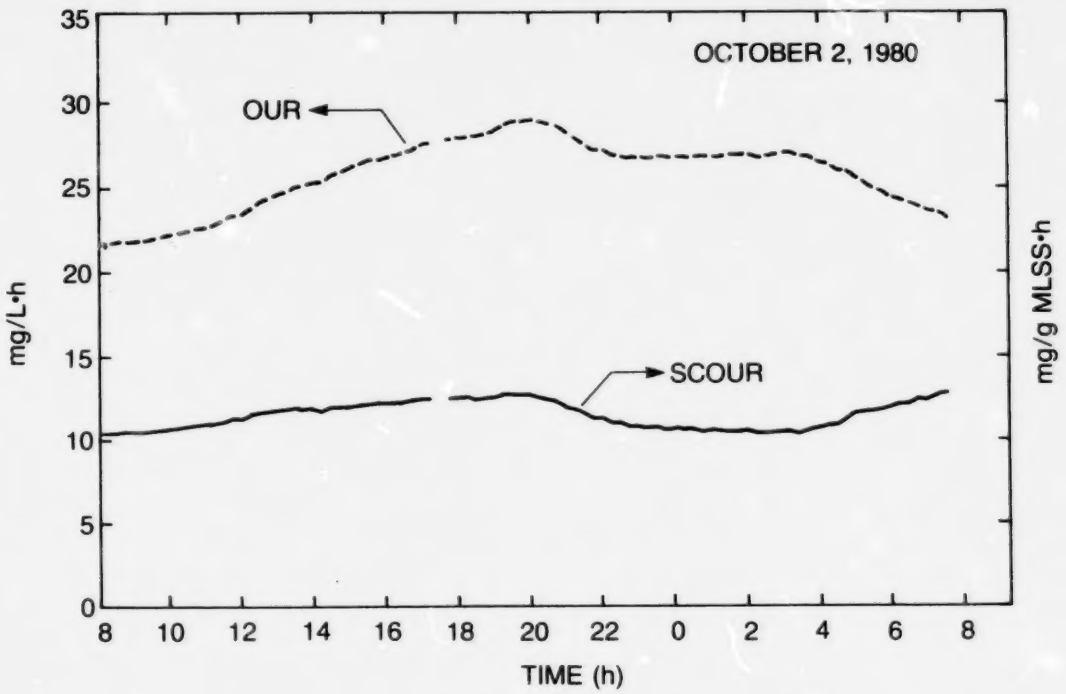


FIGURE 42 OXYGEN UPTAKE RATE AND SPECIFIC OXYGEN UPTAKE RATE, OCTOBER 2, 1980

October 1980). The instantaneous SRT in the parallel system was three days. Conversely, due to decreased weekend loadings to the plant and resultant decreases in OUR, less sludge was wasted from the plant under OUR control than from the plant under automatic SRT control on the weekends.

Figure 43 summarizes the probability distribution of the instantaneous SRT values for each plant throughout the period of OUR control. The median SRT's were approximately equal with a value of about 3.5 days for the OUR-controlled plant and 3 days for the SRT-controlled plant; however, the SRT of the OUR-controlled system varied significantly. The data showed that the instantaneous SRT of the OUR-controlled plant had a weekly cycle with high values usually occurring on the weekends. This coincided with low organic loadings to the plant. Decreases in OUR through decreased respiration resulted in less waste sludge from the OUR-controlled plant during low loading periods and more waste sludge at high organic loadings. As indicated by several authors,

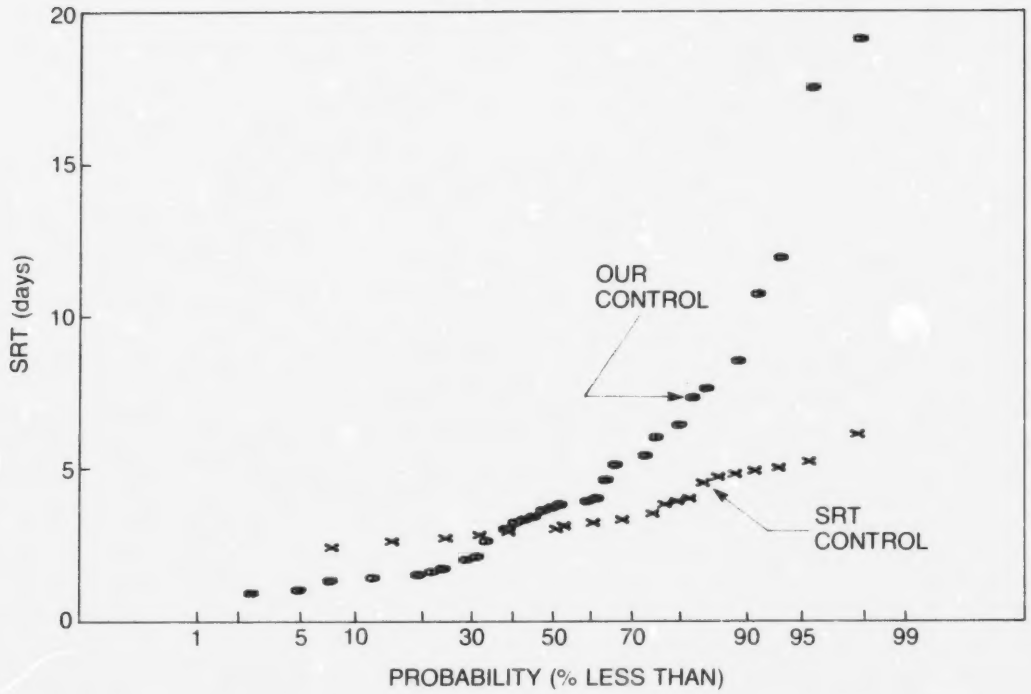


FIGURE 43 DISTRIBUTION OF INSTANTANEOUS SRT's FOR OUR AND SRT CONTROLLED PLANTS

the OUR is an effective indicator of microbial activity and growth and can be monitored with existing DO and air flow analyzers.

A slight improvement in mean effluent suspended solids was observed in the OUR-controlled plant compared to the SRT-controlled plant based on paired data (Table 19). Further data would be required to convincingly indicate a real difference in effluent SS over a long period.

Although the difference in mean SVI's was not significant during the OUR control period, the SRT-controlled plant had a variation and peak in SVI significantly higher than the OUR-controlled plant's SVI. An insufficient period was studied to determine whether the sludge inventory control strategies significantly influenced the SVI's of each plant.

More work would be necessary to fully evaluate the significance of sludge inventory control based on oxygen consumption, but the strategy is technically feasible and effectively reduces variations in microbial activity as measured by OUR. Future

work should be directed toward recursive estimation of the process $K_L a$ and OUR as discussed by Holmberg[34]. All experimental work should be carried out over time frames sufficiently long to verify observations.

5.4 Dynamic Step Feed Control

To dampen transient inputs imposed on the process by shock loads and the normal diurnal load variation within the constraints imposed by SRT control additional control strategies are needed. With the advent of affordable computer technology and on-line sensing equipment, increased efforts have been directed to development of short-term strategies[35,36].

The specific oxygen utilization rate (SCOUR) described by Andrews[37] is a dynamic indicator of sludge activity, the nature of pollutants, and the substrate reactor concentration. The specific oxygen utilization rate is dependent both on the biological oxygen uptake rate and the concentration of activated sludge in the reactor and is defined by:

$$SCOUR = OUR/X$$

where: SCOUR is the specific oxygen utilization rate (mg O_2/g MLSS•h),

OUR is the volumetric oxygen uptake rate (mg O_2/L•h), and

X is the MLSS concentration (g/L).

Control of SCOUR at a set point would provide a method of control for the activated sludge process exposed to transient loadings. A constant low value of SCOUR would indicate that the removal of influent organics is complete.

A multi-staged step feed system (Figure 44) can permit the manipulation of feed distribution to different points of the aerator causing the solids in the system to be redistributed between compartments over a short interval. Since SCOUR is dependent on the MLSS concentration as shown above, a set point SCOUR in the last compartment can be maintained by changing the influent contacting pattern. A constant SCOUR in the last compartment should control the effluent substrate concentration being discharged to the secondary settler.

5.4.1 Computer Simulations. It is not economically or physically feasible to test all alternative modifications or operating changes on full or pilot scale systems due to the long process response times characteristic of biological systems. A dynamic computer

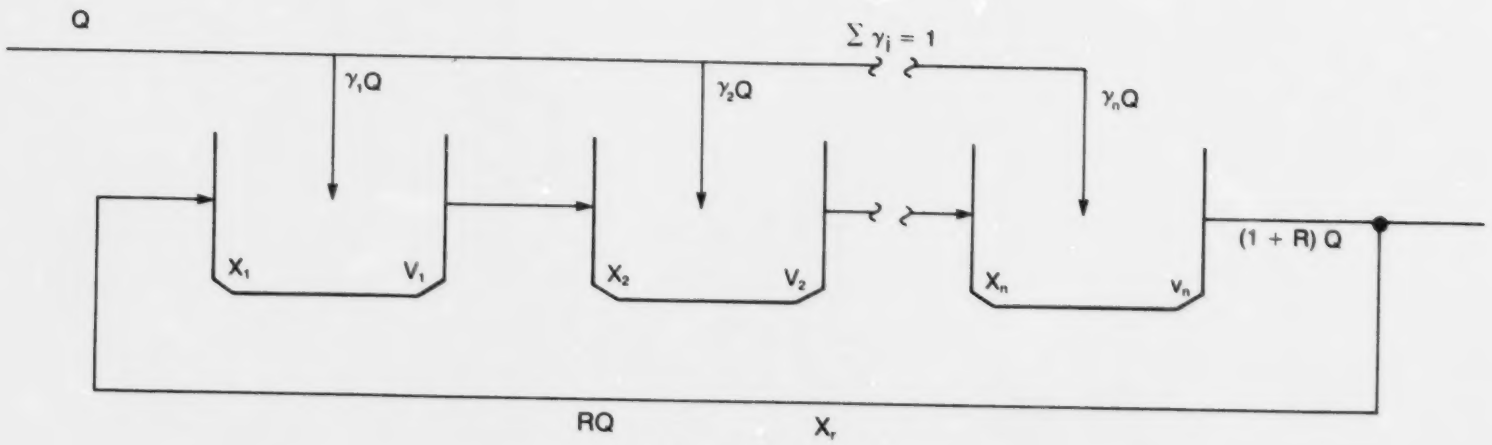


FIGURE 44 STEP FEED SCHEMATIC

simulation model describing the step feed modification of the activated sludge process was used to obtain a general understanding of process dynamics. This information was used to develop a dynamic control policy and an experimental design for the pilot scale system.

Computer simulation of the step feed process was used:

a) to understand the dynamics of system solids distribution after a change was made in the influent contacting pattern,

b) to determine if the last compartment's SCOUR of the step feed process level was directly related to the last compartment's substrate concentration,

c) to determine the effect that a change in influent substrate concentration (step input) had on SCOUR and effluent substrate concentration, and

e) to determine if biomass growth and decay kinetics should be considered in the controller design.

The microbial interactions and dynamics describing the aerator portion of the activated sludge process were proposed at Clemson University by Andrews and his co-workers[38,39]. The model consisted of a sequential system of biological reactions as shown in Figure 45. Volatile concentrations of biomass in the aerator were subdivided into stored, active and inert (non-viable) fractions. This description of the biological reactor has been validated in the literature by Ekama and Marais[40], and Clifft and Andrews[22].

One of the major shortcomings of modelling the activated sludge process has been inadequate representation of the clarification properties of the secondary settler, which in turn implies difficulty predicting effluent suspended solids concentrations. Because this simulation model was intended as a screening device, a simplified settler model was used. A mass balance was completed around the settler assuming constant effluent solids concentrations to estimate return sludge concentrations.

The option of operating N tanks in series with step feed influent distribution was included in the model (Figure 44). Simulated plant operating conditions were those anticipated for pilot plant application.

Steady-state conditions were reached for N compartments connected in series with the influent flow being distributed into the first compartment ($\alpha_1 = 1$); the influent flow was then transferred to the last compartment ($\alpha_N = 1$). Figures 46, 47 and 48 show the transient responses of MLSS concentrations, reactor substrate concentrations, and SCOUR levels for a three-compartment step feed system.

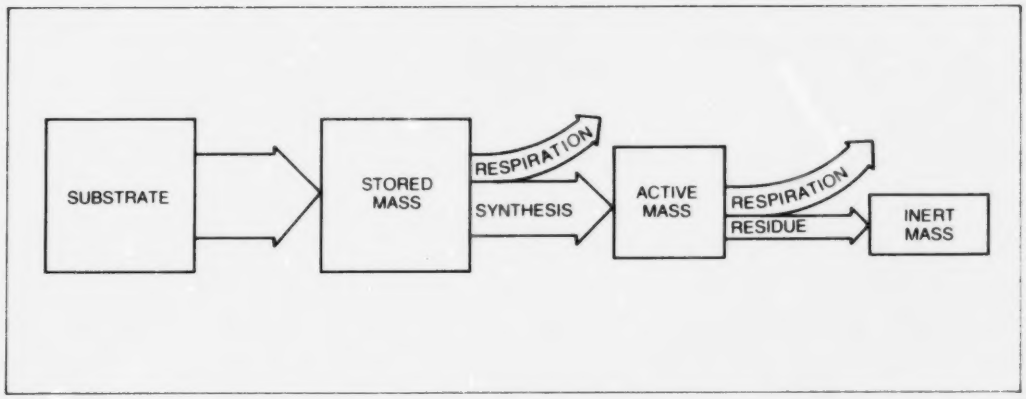


FIGURE 45 CLEMSON MODEL BIOLOGICAL REACTIONS[2]

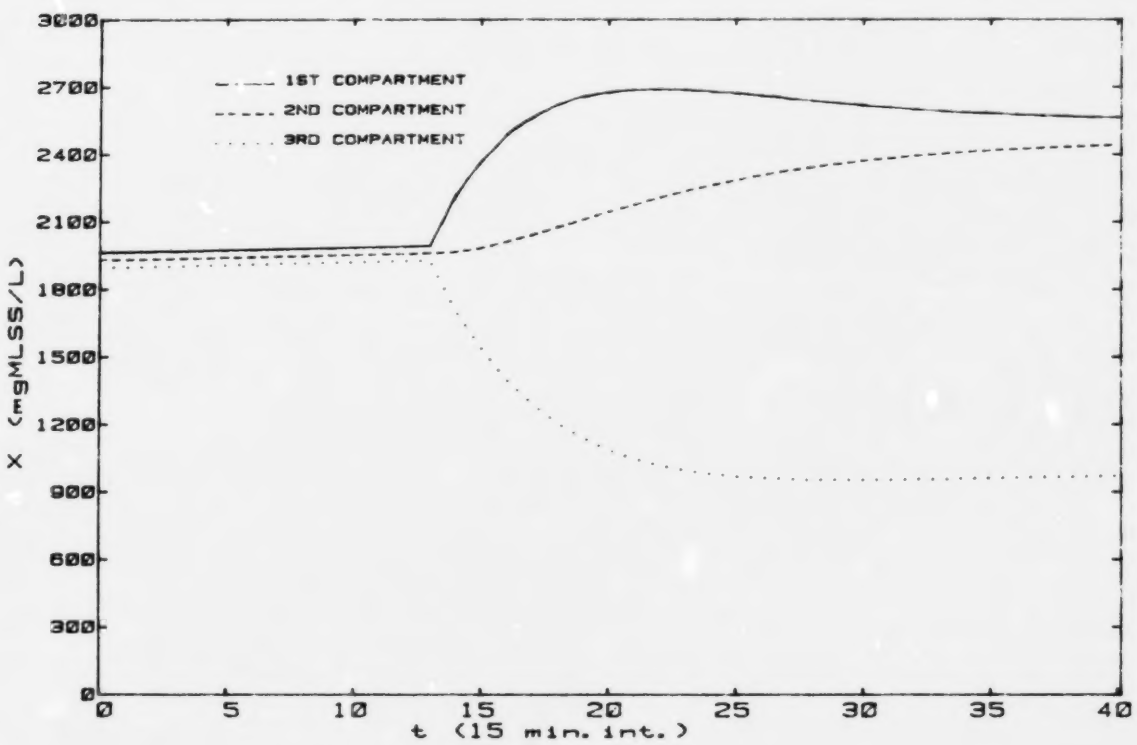


FIGURE 46 CLEMSON MODEL MLSS RESPONSE

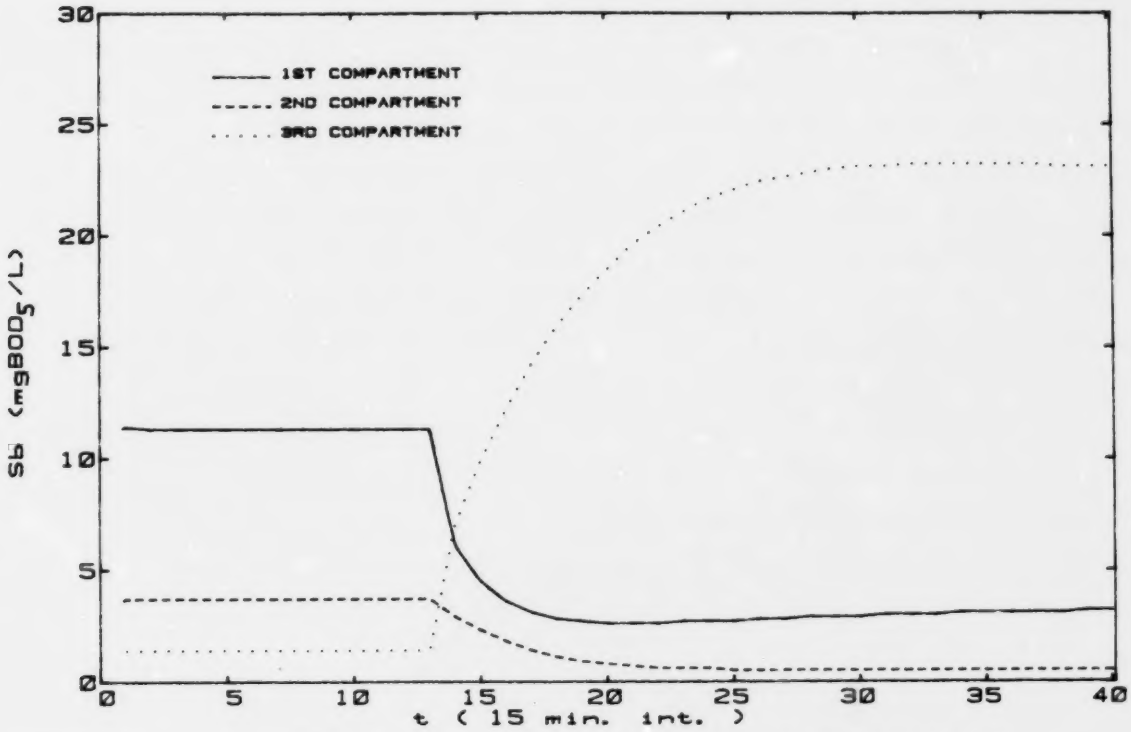


FIGURE 47 CLEMSON MODEL SUBSTRATE CONCENTRATION RESPONSE

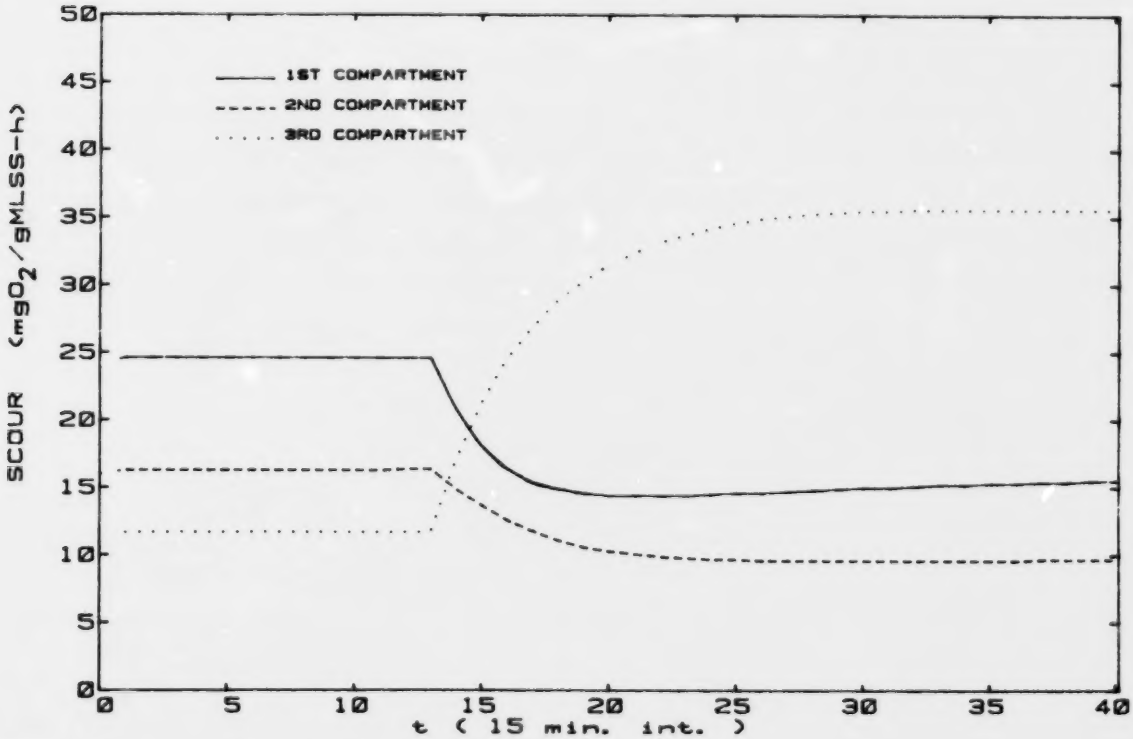


FIGURE 48 CLEMSON MODEL SCOUR RESPONSE

A comparison of Figures 47 and 48 indicated a direct relationship between SCOUR and compartment substrate concentrations. This validated the proposal by Andrews[37] (1977) that SCOUR could be used as a measurement of substrate concentration. By fixing SCOUR at a constant value, effluent substrate should be controlled.

After achieving steady-state conditions for $\alpha_3 = 1$, a step input of substrate concentration was simulated from 130 to 300 mg BOD/L at t = 6 (1.5 h), (Figure 49). A rapid increase in the third compartment's SCOUR level occurred because of the low steady-state MLSS concentration.

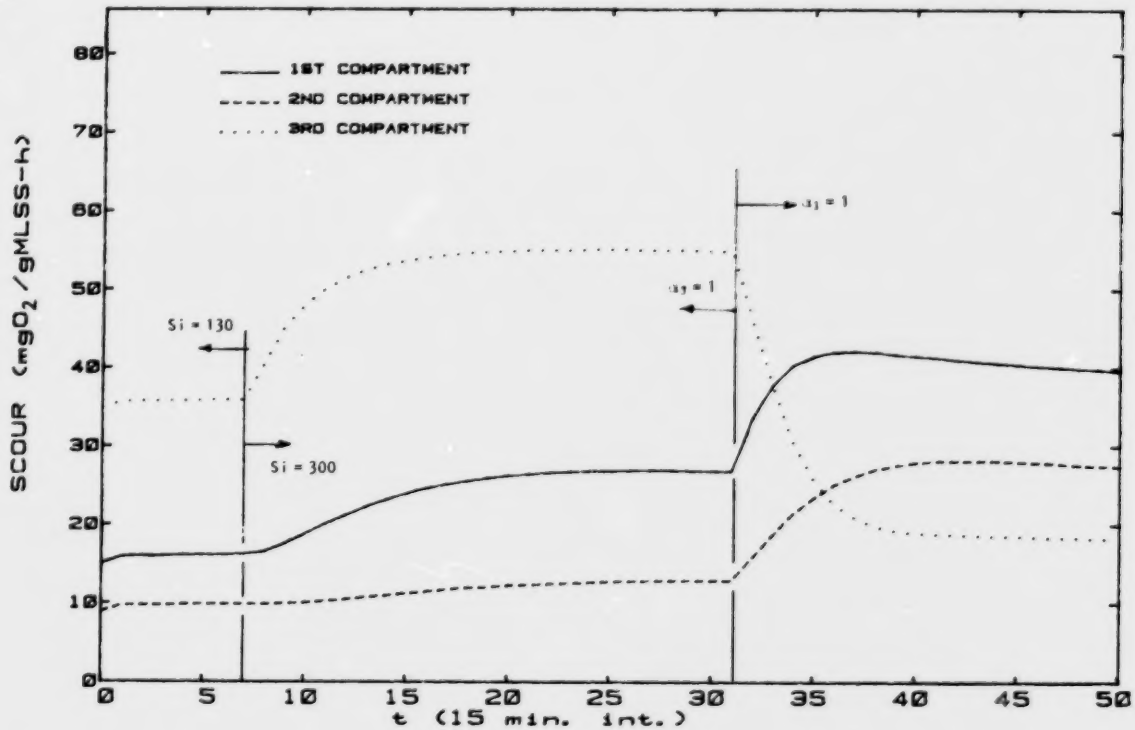


FIGURE 49 INFLUENT STEP TEST SCOUR RESPONSE (CLEMSON MODEL)

To compensate for the increase in organic load, solids were increased in the final compartment by directing all influent flow into the first compartment ($\alpha_1 = 1$) at t = 32 (7.7 h). The change in MLSS concentration after the step change was approximately 620 mg/L•h and the response due to biological growth and decay was 30 mg/L•h. The minor changes due to biological acitivity can be neglected over the response period.

Effluent substrate transported to the clarifier was reduced by greater than 30 SCOUR units. MLSS response times were consistent with those observed previously when all influent was switched to the last compartment from the first compartment.

In response to an increase in influent load, the contacting pattern was readjusted to distribute more influent to the front end of the aerator for maximum treatment. Conversely, the influent would have been redistributed to the rear portion of the aerator if a decrease in influent load had occurred. The magnitude of change will depend on the SCOUR set point selection.

5.4.2 Control Strategy. Based on the computer simulations, a control strategy was selected to maintain a constant sludge activity in the last compartment of the step feed process. A SCOUR set point was controlled by monitoring the on-line volumetric oxygen uptake rate (OUR) and by manipulating the MLSS concentrations between compartments. According to the definition of SCOUR, a desired MLSS concentration was calculated as follows for the last compartment:

$$X_{des} = \frac{OUR_N}{SCOUR_{setp}} \tag{5.1}$$

where: X_{des} is the desired MLSS concentration in last compartment (mg/L),
OUR_N is the volumetric uptake rate for last compartment (mg 0_2/L•h), and
$SCOUR_{setp}$ is the SCOUR set point in the last compartment (mg 0_2/g MLSS•h).

A SCOUR setpoint is system-specific and should be chosen on acceptable effluent quality and favourable settling and sludge thickening characteristics[37].

Computer simulation demonstrated that short-term biological growth was insignificant compared to the hydraulic transfer of solids between compartments. A solids mass balance for a three-compartment step feed reactor was then expressed as follows:

$$\frac{dX_1}{dt} = \left[(RX_r - 1 - \alpha_2 - \alpha_3 + R)\, X_1\right] \frac{Q}{V_1} \tag{5.2}$$

$$\frac{dX_2}{dt} = \left[(1 - \alpha_2 - \alpha_3 + R)\, X_1 - (1 - \alpha_3 + R)X_2\right] \frac{Q}{V_2} \tag{5.3}$$

$$\frac{dX_3}{dt} = \left[(1 - \alpha_3 + R)\, X_2 - (1 + R)\, X_3\right] \frac{Q}{V_3} \tag{5.4}$$

$$\alpha_1 = 1 - \alpha_2 - \alpha_3 \tag{5.5}$$

where: X_k is the MLSS concentration for compartment k (mg/L),
V_k is the volume of compartment k (L),
α_k is the flow distribution to compartment k (dimensionless),
X_r is the return activated sludge concentration (mg/L),
Q is the plant flow (L/h), and
R is the recycle ratio (dimensionless).

These simultaneous differential equations were solved numerically using a fourth-order Runge Kutta routine. The integration interval was selected to equal 100 minutes. On-line sensors were used to measure the initial conditions required for integration.

The nonlinear method of Box[41] was used to calculate optimal values of α_2 and α_3 that would minimize the function:

$$\text{Min}\,(X_{des} - X_3)^2 \tag{5.6}$$

Explicit and implicit inequality constraints used for the optimization were:

$$\alpha_2 \leq 1 \tag{5.7}$$

$$\alpha_3 \leq 1 \tag{5.8}$$

$$\alpha_2 + \alpha_3 \leq 1 \tag{5.9}$$

A 15-minute control interval was used to update the response trajectory for X_n. The instantaneous SCOUR response resulting from the control tended towards the selected SCOUR set point. This control approach was similar to that used by Richalet et al.[42] in industrial plant applications.

5.4.3 Pilot Plant Operation. Pilot plant verification was carried out using the two pilot plants operated in parallel at the Wastewater Technology Centre. One system (Plant A) consisted of a three-compartment step feed process with recycle while the other system (Plant B) was a single-compartment completely mixed reactor with recycle.

A summary of the operating conditions used for both systems is given in Table 22. To maintain a constant average biological growth rate and to minimize nitrification,

TABLE 22 PILOT PLANT OPERATING CONDITIONS (Plants A and B)

Flow (L/h)	480 + 146 sin (2πt/24)
Mean HRT (h)	4.6
Set point SRT (d)	3
F/M Ratio (mg BOD_5/g MLSS•d)	0.1 - 0.7
Recycle Ratio	0.5
Temperature (°C)	16
Setpoint DO (mg/L)	2-3

both plants were automatically controlled at a SRT of three days. Wastewater flow to both systems was controlled according to a 24-hour sinusoidal curve with peak flow coinciding with the period having maximum influent organic concentration. Temperature was controlled to approximately 16 °C and a recycle ratio of 0.5 was maintained. Air flow meters were installed for the B-system aerator and for the last compartment of the A system. Digital PI control algorithms were used to keep the dissolved oxygen levels at 2 mg/L with the exception of the last compartment of the controlled system which was kept at 3 mg/L.

Reaeration tests were performed on both the last compartment of the A system and the B system to estimate volumetric oxygen transfer coefficients ($K_L a$). Numerical estimates were obtained using non-linear least squares analysis. The air flow rate (AFR) and $K_L a$ were empirically related as shown in Figure 50. The volumetric oxygen uptake rate could then calculated on-line from a mass balance around the reactor of concern.

For the step feed system, on-line OUR was calculated as follows:

$$OUR_k = K_L a\,(C_s - C_{o,k}) + (1 - \alpha_{k-1} + R)\,C_{0,k-1} - (1+R)\,C_{0,k}\;\; Q/Vk$$

where: OUR_k is the volumetric oxygen uptake for reactor k (mg 0_2/L•h),
$K_L a$ is the volumetric oxygen mass transfer coefficient (h^{-1}),
C_s is the saturation DO for wastewater (mg/L),
$C_{o,k}$ is the controlled DO concentration for reactor k (mg/L), and
α_{k-1} is the proportion of flow from the previous reactor.

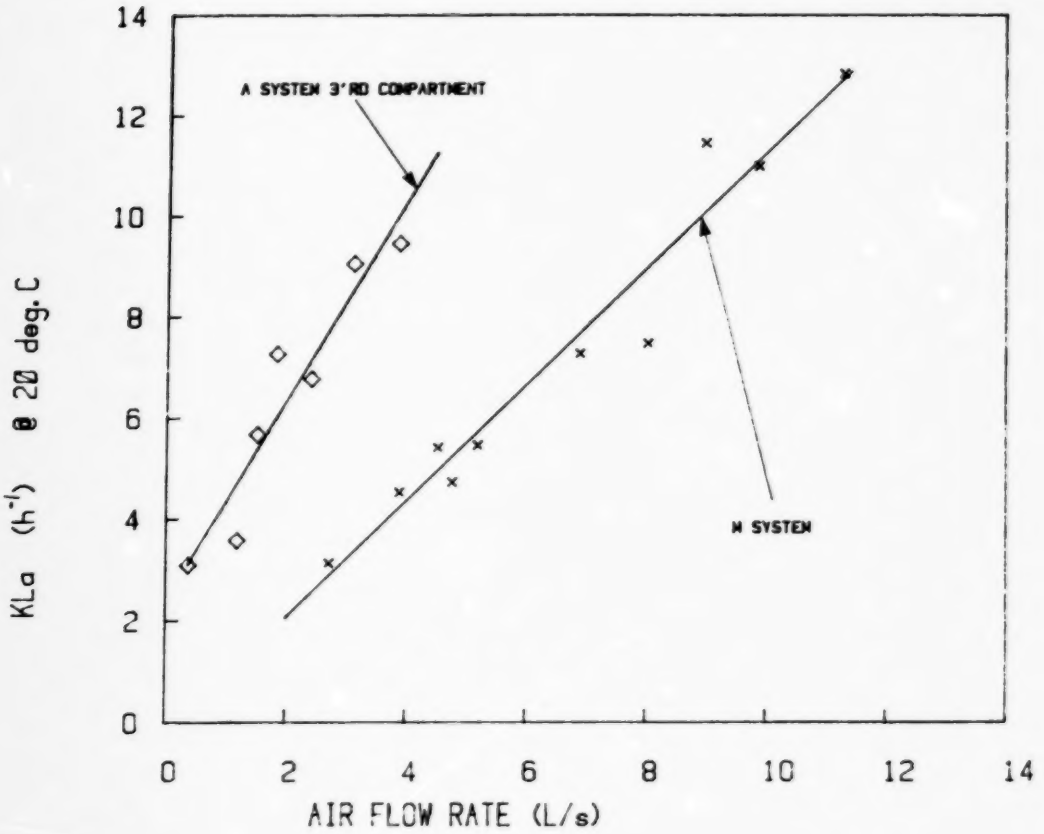


FIGURE 50 RELATIONSHIP BETWEEN $K_L a$ AND AIR FLOW RATE

5.4.4 Pilot Plant Control Results. Constant SCOUR control was initially applied to the A-system, optimizing influent flow to three compartments. The selected SCOUR set point was 15 mg O_2/g MLSS•h. Unique minima did not exist for the objective function. The optimization selected a number of different α_2, α_3 combinations giving identical, instantaneous SCOUR values for the third compartment. Additional control constraints would be required to provide unique optimization for three-compartment distribution.

The control algorithm was subsequently modified to split the influent between only two compartments. The first and third compartments were used with the restriction that no influent would be added directly to the second compartment ($\alpha_2 = 0$). α_1 was calculated by difference ($\alpha_1 = 1 - \alpha_3$). A two-dimensional plot showing the relationship

between the objective function and percentage of flow to the last compartment is presented in Figure 51 for three loadings each having different OURs. Minimization of the objective function produced a unique minimum for each loading.

Six experimental runs were completed at different influent F/M loadings using two-compartment optimization. Table 23 summarizes discrete off-line samplings for Runs no. 2 to no. 7 using a SCOUR set point of 15 (mg O_2/g MLSS•h).

Figures 52 and 53 present instantaneous results for the A system operating under a steady F/M loading. The A system shows improved SCOUR control compared to the B system. The contacting pattern in Figure 53 was considered acceptable from a practical viewpoint.

Figures 54 and 55 present instantaneous control results with highly variable influent loadings. The A-system showed improved control during high loading periods when more influent was distributed to the first compartment. Conversely, influent was distributed largely to the last compartment under lower loading conditions at hour 8. During low loadings, the control was restricted as all the influent was being distributed to the final compartment.

Table 24 presents pooled results after separating data into runs having high and low loading conditions. Filterable organic carbon effluent data (EFOC) suggested that a reduced effluent variability can be obtained from the SCOUR control proposed during high loadings. At low loadings, where SCOUR control is limited, no improvement of instantaneous SCOUR or EFOC variability would be expected in comparison to the B-system. Consistently higher effluent suspended solids concentrations (ESS) were observed in all experiments with the controlled system. Before SCOUR control could be evaluated fully, the problem of increased effluent suspended solids concentrations had to be addressed.

Oxygen transfer efficiencies calculated for both pilot systems showed that both plants had efficiencies of less than one percent. Typical transfer efficiencies for coarse-bubble aeration systems are reported in the literature as being between 4 and 8 percent[43]. Because of this inefficiency, excess air flow rates were applied. The Ontario Ministry of the Environment[44] recommends a value of 3.3×10^{-3} m^3/m^3•s. The aeration mixing levels for the A system's third compartment while operating at a DO set point of 3 mg/L exceeded the guideline by a factor of 8. This mixing level would decrease if the DO set point was lower or the oxygen transfer efficiency was higher. These high air flow rates may have adversely affected the biomass flocculation performance which in turn can affect the effluent suspended solids concentrations[45].

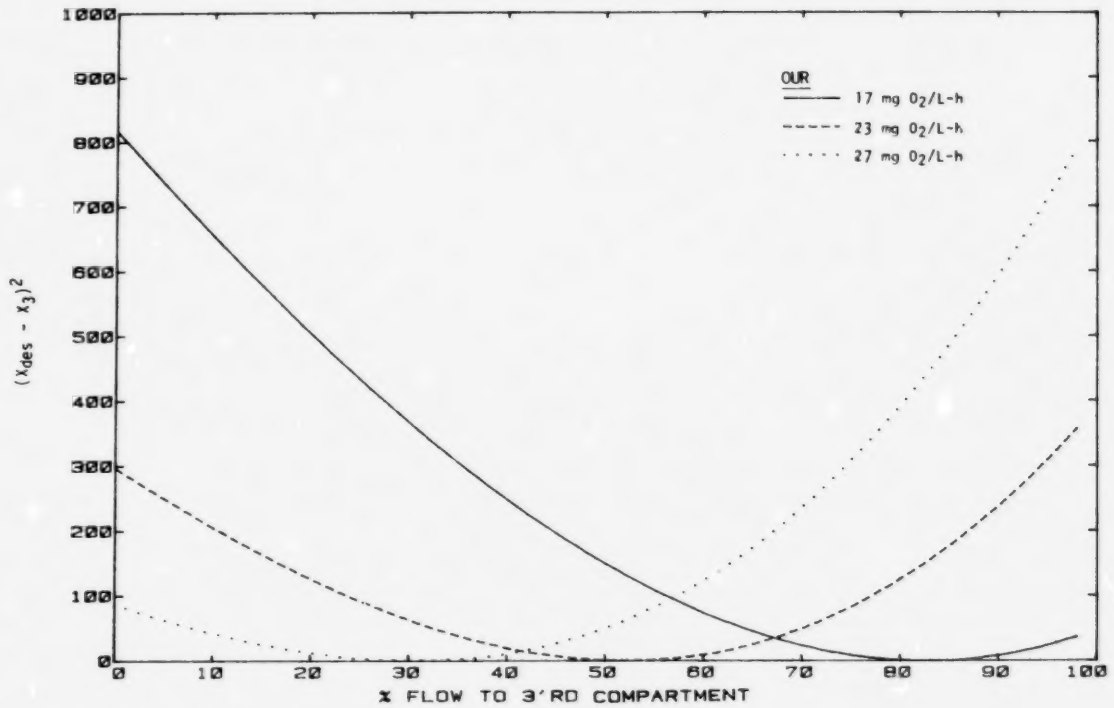


FIGURE 51 TWO-COMPARTMENT OPTIMIZATION

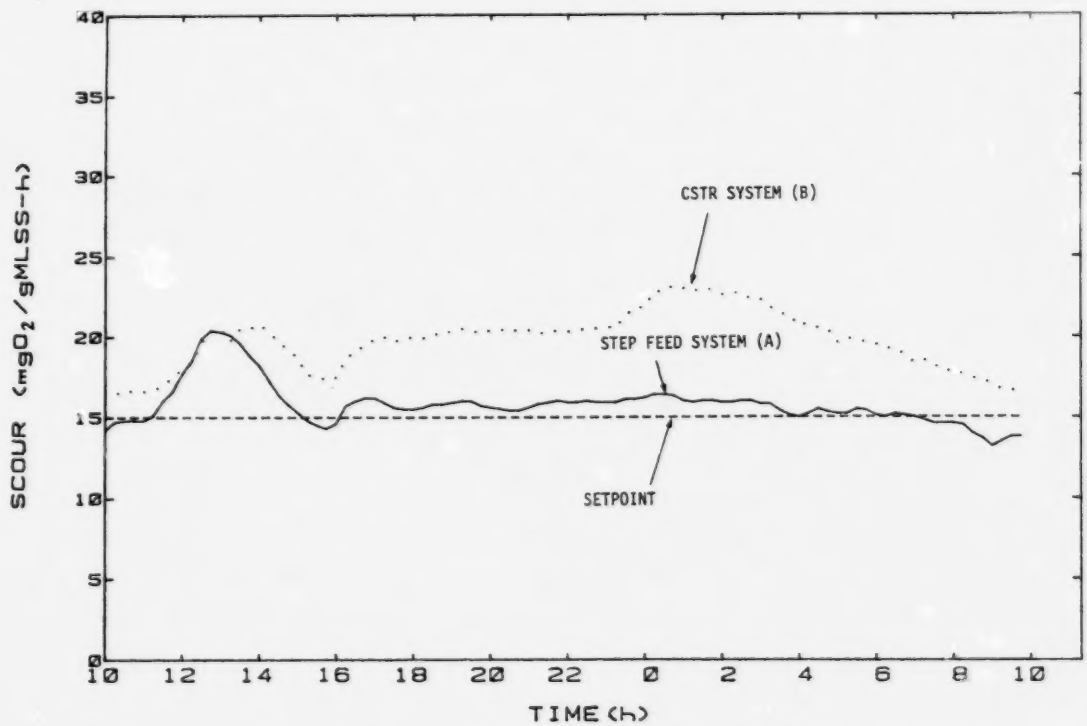


FIGURE 52 TWO-COMPARTMENT SCOUR CONTROL (HIGH LOADING)

TABLE 23 DYNAMIC STEP FEED PROCESS CONTROL RESULTS (SCOUR SETPOINT = 15 mg O_2/g MLSS•h)

	Duration (h)	Influent Loading (g BOD_5/g MLSS•d)	Mean ± Standard Deviation: Actual Continuous SCOUR (mg O_2/g MLSS•h) A	B	EFOC** Effluent (mg/L) A	B	N	ESS** (mg/L) A	B	N
Run 1*	27	0.5	15.6 ± 0.8	17.7 ± 4.7	17 ± 5	17 ± 6	16	42 ± 11	29 ± 11	5
Run 2	24	0.7	14.9 ± 1.5	18.9 ± 4.2	17 ± 2	18 ± 4	25	41 ± 9	25 ± 5	8
Run 3	24	0.1	12.7 ± 2.8	14.4 ± 2.1	18 ± 3	15 ± 2	25	40 ± 12	20 ± 5	7
Run 4	24	0.1	14.2 ± 2.2	15.5 ± 2.5	17 ± 4	17 ± 2	25	28 ± 8	19 ± 5	8
Run 5	24	0.7	14.3 ± 2.3	21.8 ± 4.3	26 ± 5	28 ± 6	25	28 ± 5	23 ± 5	9
Run 6	19	0.3	15.5 ± 0.5	20.9 ± 2.4	19 ± 2	18 ± 1	17	31 ± 18	16 ± 9	7
Run 7	24	0.4	15.8 ± 1.4	19.7 ± 1.8	20 ± 5	23 ± 7	25	22 ± 6	12 ± 3	9

* Three-compartment optimization. All other runs were with two compartments.
** Underlined means and standard deviations indicate differences between A and B were determined to be statistically significant.

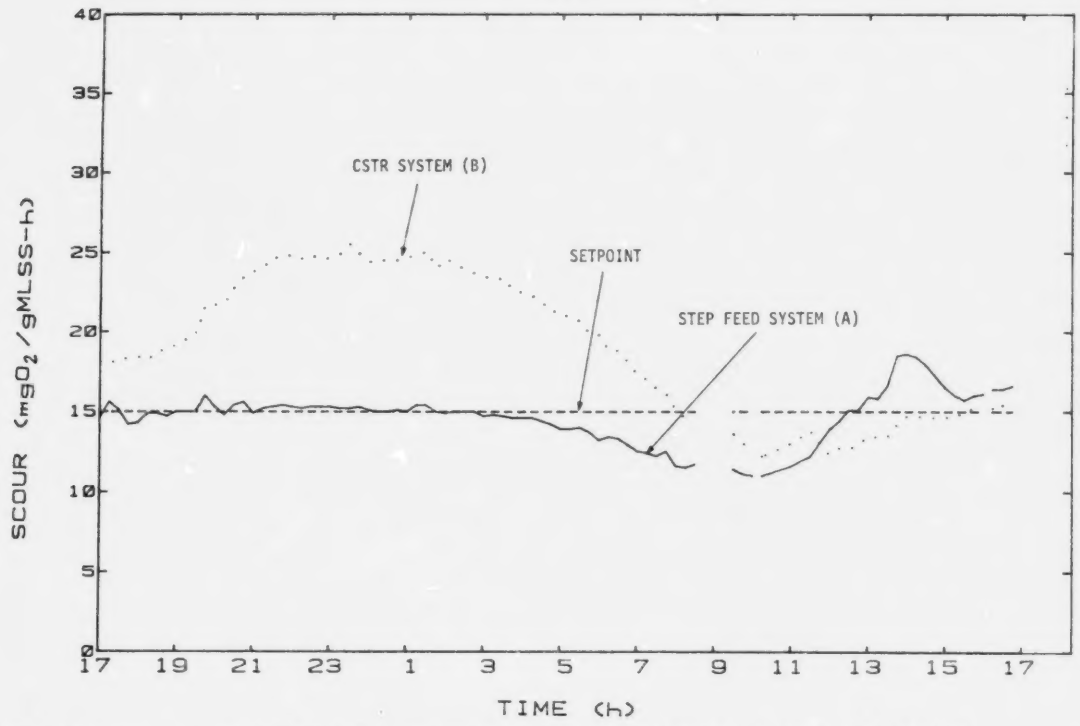


FIGURE 53 TWO-COMPARTMENT SCOUR CONTROL (HIGH LOADING)

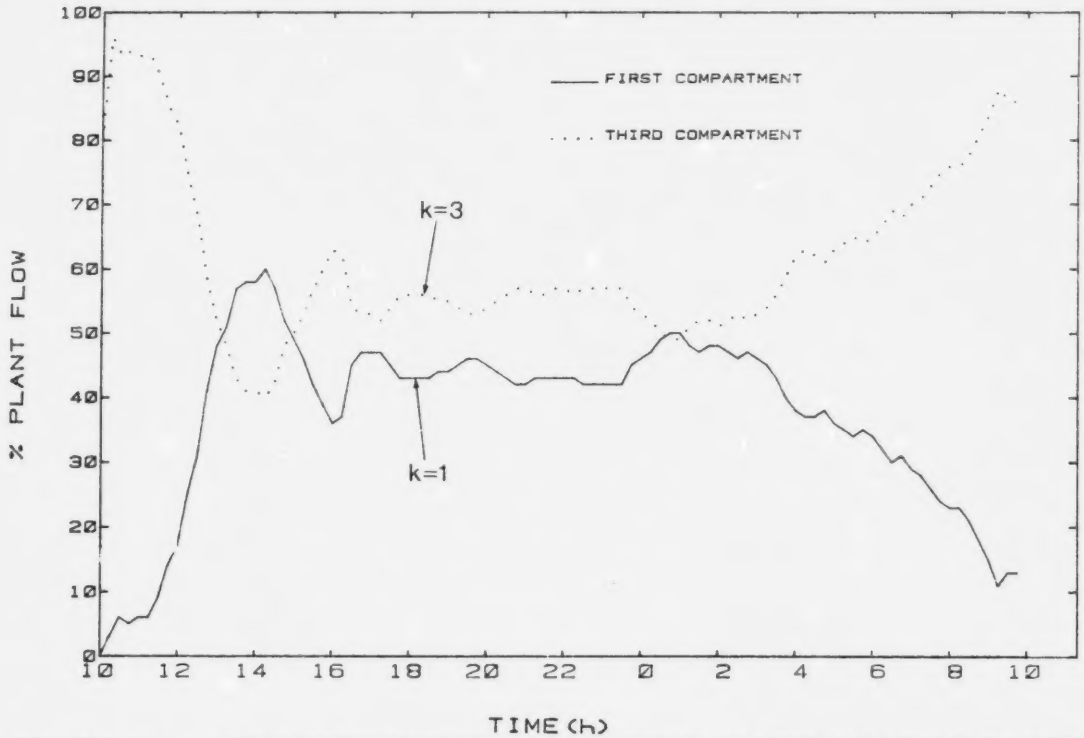


FIGURE 54 TWO-COMPARTMENT CONTACTING PATTERN (VARIABLE LOADING)

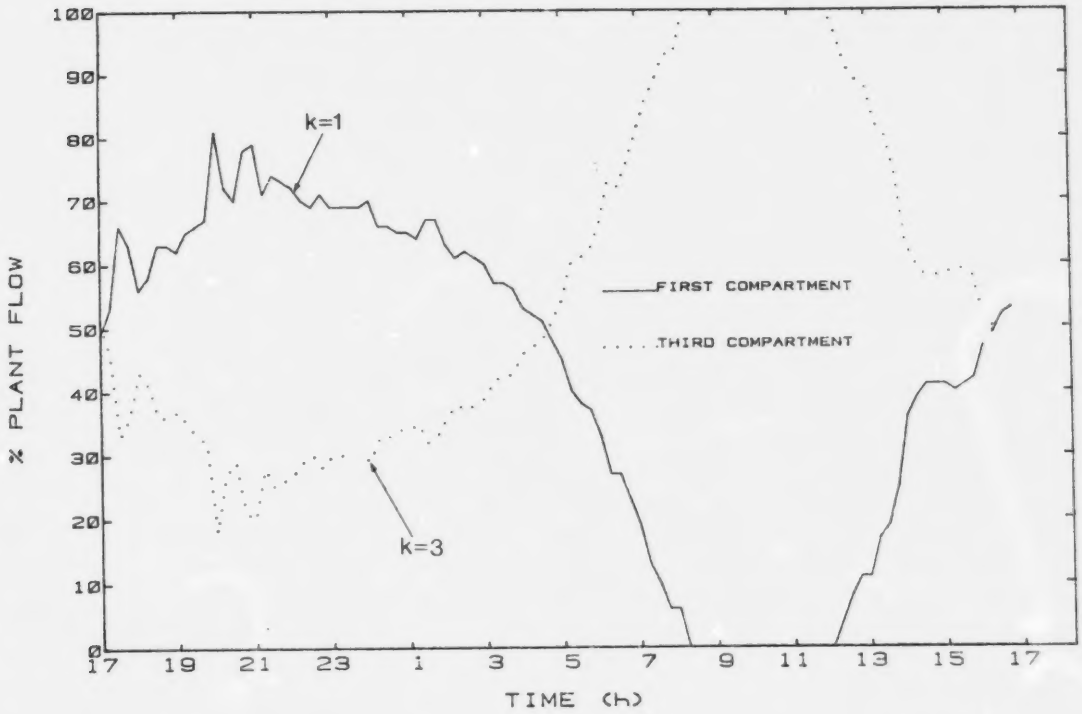


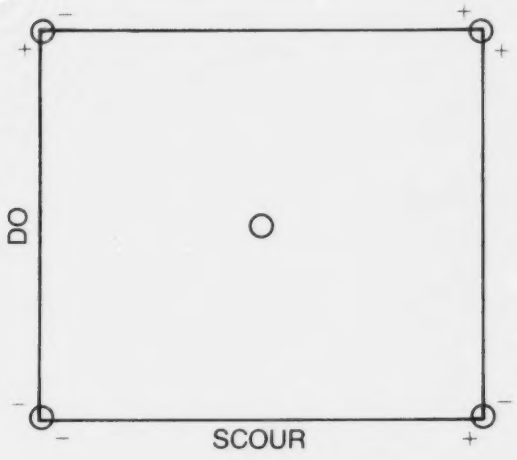
FIGURE 55 TWO-COMPARTMENT CONTACTING PATTERN (VARIABLE LOADING)

TABLE 24 PARALLEL PLANT COMPARISONS (SCOUR Setpoint = 15 mg O_2/g MLSS•h)

	CONTINUOUS SCOUR (mg O_2/g MLSS• h)		EFOC (mg/L)		ESS (mg/L)	
Mean Load*	A	B	A	B	A	B
0.6	15.0±1.8	20.1±3.9	21±4	23±6	30± 7	20±4
0.2	14.1±2.1	16.9±2.3	18±3	17±2	33±13	18±7

* (g BOD_5/g MLSS•d)

To investigate the problem further, a 2^2 factorial experiment was run to examine both SCOUR and DO set points. Experiment design levels are shown in Figure 56 with the centre point setting identical to that used for the previous control experiments. The seven previous control runs were used as centre point replicates for the factorial analysis. Discrete effluent samples were used for the factorial analysis.



	–	+
SCOUR (mg/g MLSS•h)	11	19
DO (mg/L)	1	5

FIGURE 56 FACTORIAL DESIGN SETTINGS

Linear regression was used to statistically analyze the factorial results[46]. Table 25 presents continuous SCOUR and discrete effluent results from the factorial experiment.

The dissolved oxygen set point had the largest effect on both the ESS concentrations. Further details on the factorial statistical analysis can be found elsewhere[47]. An increase in air flow probably affected the settling characteristics of the bio-floc.

TABLE 25 FACTORIAL CONTROL RESULTS (TWO-COMPARTMENT OPTIMIZATION)

	Influent Loading (g BOD_5/g MLSS•d)	A-System Set points		Mean ± Standard Deviation*				
		DO (mg/L)	SCOUR (mg O_2/g MLSS•h)	Actual Continuous SCOUR		ESS (mg/L)		
				A	B**	A	B	N
Run 8	0.3	5	11	11.0 ± 0.2	11.7 ± 1.8	53 ± 14	19 ± 7	9
Run 9	0.6	5	19	18.7 ± 1.5	15.4 ± 2.7	69 ± 34	26 ± 6	9
Run 10	0.4	1	11	12.1 ± 0.9	16.8 ± 2.9	25 ± 7	20 ± 7	8
Run 11	0.2	1	19	18.8 ± 1.1	13.7 ± 2.5	43 ± 14	14 ± 3	8
Run 12	0.3	3	15	14.8 ± 1.5	11.8 ± 2.4	34 ± 13	18 ± 4	9

* Underlined means and standard deviations indicate difference between A and B was determined to be statistically significant.

** The B-system had 2.0 mg/L DO set point for all runs.

Based on the evidence presented from the factorial experiment and after examining the pilot plant's aeration system, one can conclude that the increase in ESS for the A system was mainly due to excess air flow rates in the last compartment. The air flow rate to the reactor was dependent on the dissolved oxygen set point.

5.4.5 Improving SCOUR Process Control. Pilot plant results had indicated that SCOUR control was limited under low influent loading conditions due to the limitations imposed by hydraulic factors ($\alpha_3 = 1$). The recycle ratio and/or final compartment volume adjustment could be decreased to increase the instantaneous SCOUR level when all influent was directed to the final compartment. The Clemson simulation model for the step feed system was used to examine these concepts. Simulated operating conditions were those used in pilot plant experimentation. All influent was distributed to the final compartment ($\alpha_3 = 1$) until steady-state conditions were attained. Tables 26 and 27 show steady state results after adjustments were made to the recycle ratio and final compartment volume. A substantial increase in SCOUR levels was observed. The simulated results confirmed the above concepts.

TABLE 26 RECYCLE EFFECTS ON SCOUR CONTROL LIMITS (CLEMSON MODEL)

Recycle Ratio (%)	SCOUR (third compartment) (mg O_2/mg MLSS•h)
100	12.6 - 28.4
80	12.2 - 30.6
50	11.8 - 35.8
20	11.1 - 48.2

Table 28 shows the effect on the SCOUR control range of baffling the aerator into separate sub-reactors. The lower limit was obtained by directing all influent to the first compartment until steady state was achieved. The upper limit is reached after redirecting all influent to the final compartment. The final compartment's control range had increased with the number of subreactors connected in series.

5.4.6 Summary of SCOUR Control Results. This pilot scale study demonstrated that dynamic on-line control of the specific utilization rate (SCOUR) can be achieved using the

TABLE 27 VARIABLE VOLUME EFFECTS ON SCOUR CONTROL LIMITS (CLEMSON MODEL)

Third Compartment Volume (L)	SCOUR (third compartment) (mg O_2/mg MLSS•h)
733	11.8 - 35.8
700	11.9 - 36.2
650	12.0 - 36.9
600	12.4 - 38.4
400	13.1 - 40.3

TABLE 28 NUMBER OF REACTORS IN SERIES EFFECT ON SCOUR CONTROL LIMITS (Total Volume = 2200 L)

Number of Reactors	SCOUR Range (third compartment) (mg O_2/g MLSS•h)
2	13.3 - 30.1
3	11.8 - 35.8
4	11.0 - 38.6

step feed process. Step feed capability resulted in less variation in SCOUR than was observed in a parallel single-tank completely mixed process. During low organic loading periods SCOUR control was limited due to constraints imposed by hydraulic factors. Continuous optimal contacting patterns were calculated and applied to the first and third compartments of a step feed pilot plant system. Additional constraints to the SCOUR control presented would be required to provide unique optimization for influent distribution to three or more compartments.

Off-line effluent filterable organic carbon (EFOC) data suggested that a reduced effluent variability was obtained from the SCOUR control strategy during high organic loading periods. No improvement in either EFOC or effluent suspended solids (ESS) was obtained during periods of low influent loading. The high ESS concentrations observed for the controlled step feed system were attributed to excess air flow rates caused by the inefficient oxygen transfer of the pilot aeration system and the DO set point in the final compartment.

6 CONCLUSIONS AND RECOMMENDATIONS

The conclusions and recommendations regarding improvements in activated sludge operation that result from the application of instrumentation and automatic control are presented in two parts.

6.1 Instrumentation

1) Acceptable instruments exist which can enhance the monitoring of key variables within the activated sludge process. Instruments evaluated within this study and found to give acceptable results included sensors for: flow rate, dissolved oxygen, mixed liquor suspended solids, return and waste activated sludge suspended solids, temperature, and pH. A low level of precision was found in the instrument investigated for measuring effluent suspended solids by photometric analysis. A limited number of results using a self-cleaning instrument for the measurement of influent suspended solids indicated that acceptable results could be obtained. Operation of an on-line organic carbon analyzer required sample pretreatment by filtration and acidification to permit acceptable instrument performance. An average of 0.5-1.0 person-days per week of maintenance were required.
2) Adequate calibration and maintenance efforts must be provided to ensure satisfactory instrument performance. Requirements vary for each instrument type. It is essential to establish a routine maintenance and calibration programme for instruments, and to maintain a spare parts inventory for instrument repair.
3) The instrument accuracies and standard deviations were sufficient to permit their use for continuous automatic control.
4) Where possible, self-cleaning instruments should be considered for on-line use. If self-cleaning instruments are inappropriate, then the use of high-shear field should be considered (e.g. flow-through configurations) to minimize bio-film development on sensor surfaces.
5) Improved instruments without interaction between zero and span settings would be desirable to minimize the effort required for calibration adjustments.
6) Methods of on-line examination of instrument signal integrity need to be investigated to provide early warning systems of instrument failure.
7) Methods of on-line instrument calibration need to be investigated to reduce the instrument monitoring carried out by the plant operator.

8) The digital computer effectively summarized and displayed instrument-generated data from the process sensors. Graphical representation was a particularly informative method of examining the plant data.

6.2 Automatic Control

1) Energy savings are achievable through automatic dissolved oxygen control. It was measured that, on average, about 27% reduction in air applied to the pilot plant was achieved through automatic control. At full scale this saving would translate directly to energy savings. Actual energy savings would be site specific and depend upon existing plant design, configuration and plant loading characteristics.
2) The use of automatic dissolved oxygen control appeared to lead to improved sludge settleability as measured by SVI compared to the manually controlled pilot system. No improvement in effluent quality could be attributed to automatic control at the pilot plant level.
3) Effective control of activated sludge solids inventory was accomplished through the use of on-line process analyzers for flow and suspended solids interfaced to a microprocessor or minicomputer. The merits of automated solids inventory need to be evaluated on a full scale plant.
4) The on-line monitoring of the in situ respiration rate using the aforementioned instrumentation can permit the automatic control of the plant solids inventory. More investigation needs to be performed to determine the overall advantages and disadvantages of this approach to solids inventory control. Recursive methods of updating the oxygen transfer coefficient need to be investigated.
5) The on-line measurement of the specific oxygen utilization rate provided for the dynamic control of feed distribution in a step feed system. Variations in the specific oxygen utilization rate were minimized in the final stage of the step feed system. Effluent filterable organic concentration variations were minimized in the dynamic step feed system.
6) As shown in the dynamic step feed system, the aeration efficiency appears to have a significant effect upon effluent suspended solids concentration.

ACKNOWLEDGEMENTS

This study was carried out with the assistance of many people whose contributions were invaluable and essential to the project's completion.

In particular, two people must be mentioned for having made a significant contribution to this project.

Mr. E.G. Luxon was responsible for the installation, calibration and maintenance of the instrumentation used in the project. Considering the number and type of instruments, this was sometimes an involved task.

Mr. R.G. Gillespie took responsibility for construction and upkeep of the pilot plant and control hardware. The advice and efforts of these two members of the *WTC's* staff was greatly appreciated.

The assistance of *Mr. B. Trapp* in pilot plant operation was also gratefully appreciated.

REFERENCES

1. Hegg B.A., K.L. Rakness, and J.R., Schultz, "Evaluation of Operation and Maintenance Factors Limiting Municipal Wastewater Treatment Plant Performance", J. WPCF, 50 (3):419-426, Part I, 1978.

2. Andrews, J.F., "Dynamics and Control of Biological Treatment Processes", in Research Needs for Automation of Wastewater Treatment Systems, edited by H.O. Buhr, J.F. Andrews, and T.M. Keinath, Proceedings of a Workshop sponsored by the U.S. Environmental Protection Agency and Clemson University, Clemson, S.C., September 23-25, 1974.

3. Olsson G. "State of the Art in Sewage Treatment Plant Control", AIChe Symp. Series, 159: 52-76 (A.S. Foss, M.M. Den Eds.), 1976.

4. International Association for Water Pollution Research, Proceedings -International Workshop on Instrumentation and Control for Water and Wastewater Treatment and Transportation Systems, London and Stockholm, May 16-21, 1977.

5. U.S. Environmental Protection Agency, "Current Status of Research in Automation of Wastewater Treatment in the United States", Technology Transfer (U.S. EPA), June, 1977.

6. Armiger, W.B., ed., Computer Applications in Fermentation Technology, Proc. of the 2nd Int'l Conf. on Computer Applications in Fermentation Technology, Philadelphia, Penn., August 28-30, 1978.

7. Sorensen, P.E., "Pilot Scale Evaluation of Control Schemes for the Activated Sludge Process", Contributions from the Water Quality Institute, Danish Academy of Technical Science, 2970 Horsholm, Denmark, No. 1, 1979.

8. Andrews, J.F., "Review Paper: Dynamic Models and Control Strategies for Wastewater Treatment Processes, Water Research 8:261-289, 1974.

9. Olsson, G., "Control and Automation in Wastewater Treatment - Advances, Unsolved Problems, and Challenges", Wat. Sci. Tech, 13 (11/12):826, 1981.

10. Ontario Ministry of the Environment, "Water Pollution Control Projects: Operating Summary", Municipal and Private Section, Pollution Control Branch, Toronto, 1977.

11. Anderson, L.G., "Energy Savings at Wastewater Treatment Plants", Danish Water Quality Institute, Final Report Contract No. 314-77-EE-DK, 1979.

12. APHA, AWWA, WPCF, Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, 14th edition, American Public Health Association, Washington, D.C., 1976.

13. Bendat J.S. and A.G. Piersol, Measurement and Analysis of Random Data, J. Wiley & Sons, New York, 1966.

14. Russell, D.L., "Monitoring and Sampling Liquid Effluents", Chem. Eng., 87 (21):108-120, 1980.

15. Goulden, P. and P. Brooksbank, "Automated Determination of Dissolved Organic Carbon in Seawater", Anal. Chem. 47:1943, 1975.

16. Goulden, P., Canada Centre for Inland Waters, Personal Communication, 1979.

17. Olsson, G. "Automatic Control in Wastewater Treatment Plants", Trib. Cebedeau 436 (33):121-130, 1980.

18. Sørensen, P.E., "Method of Evaluating the Possible Energy Savings by Implementing DO-Control of Fine Bubble Diffusors", Wat. Sci. Tech, 13 (9):263-268, 1981.

19. Flanagen, M.J. and B.D. Bracken, "Design Procedures for Dissolved Oxygen Control of Activated Sludge Processes", U.S. Environmental Protection Agency EPA-600/2-77-032, 1977.

20. Coughanowr, D.R. and L.B. Koppel, Process Systems Analysis and Control, McGraw-Hill, New York, 1965.

21. Iwaki, H., T. Ohto, S. Nogita, S. Kato, "Preliminary Study of Dissolved Oxygen Control of a Diffused Air Aeration Plant", Prog. Wat. Tech 9 (5/6):393-397, 1977.

22. Clifft, R.C. and J.F. Andrews, "Predicting the Dynamics of Oxygen Utilization in the Activated Sludge Process", J. WPCF, 53 (7):1219, 1981.

23. Palm, J.C., et al., "The Relationship between Organic Loading, Dissolved Oxygen Concentration and Sludge Settleability in the Completely-Mixed Activated Sludge Process", JWPCF, 52 (10):2484, 1980.

24. Tuntoolavest, M., et al., "Characterization of Wastewater Treatment Plant Final Clarifier Performance", Purdue University Water Resources Research Center, Tech. Report No. 129, June 1980.

25. Wells, C.H., "Computer Control of Fully Nitrifying Activated Sludge Processes", Instrumentation Technology, (4):32, 1979.

26. Lawrence, A.W. and P.L. McCarty, "Unified Basis for Biological Treatment Design and Operation", ASCE J. San. Eng. Div 96 (SA3):757, 1970.

27. Sezgin M., D. Jenkins and D.S. Parker, "A Unified Theory of Activated Sludge Bulking", J. WPCF, 50 (2):362, 1978.

28. Brouzes, P.H., "Automated Activated Sludge Plants with Respiratory Metabolism Control", Advances in Water Pollution Research, pp. 385-386, Prague, 1969.

29. Personal communication with P.H. Brouzes, 1979.

30. Gujer, W. and P. Erni, "The Effect of Diurnal Ammonium Load Variation on the Performance of Nitrifying Activated Sludge Processes", Prog. Wat. Tech., 10 (5/6):391, 1978.

31. Boyle, W.C. (ed.), "Proceedings: Workshop Toward an Oxygen Transfer Standard", U.S. Environmental Protection Agency 600/9-78-021, April, 1979.

32. Kayser, R., "Measurements of Oxygen Transfer in Clean Water and Under Process Conditions", Prog. Wat. Tech., 11 (3):23, 1979.

33. Boon, A., in Proceedings: Workshop Toward an Oxygen Transfer Standard, U.S. Environmental Protection Agency, April, 1979.

34. Holmberg A., "Microprocessor-Based Estimation of Oxygen Utilization in the Activated Sludge Wastewater Treatment Process", Int. J. Systems Sci., 12 (6):703, 1981.

35. Sørensen, P.E., "Evaluation of Operational Benefits to the Activated Sludge Process Using Step Feed Control Strategies", Prog. Wat. Tech. 12, p. 109, 1980.

36. Yust, L.J., Stephenson, J.P., and Murphy, K.L., "Dynamic Step Feed Control for Organic Removal in a Suspended Growth System", Wat. Sci. Tech. 13 (4), Munich, 1981.

37. Andrews, J.F., "Specific Oxygen Utilization Rate for Control of the Activated Sludge Process", Prog. Wat. Tech., 8 (6), 1977.

38. Busby, J.B., and Andrews, J.F., "Dynamic Modelling and Control Strategies for the Activated Sludge Process", JWPCF, 47 (6), 1975.

39. Stenstrom, M.K., and Andrews, J.F., "Real Time Control of the Activated Sludge Process", ASCE Env. Eng. Div. 105 (EE2), 1979.

40. Ekama, G.A. and Marais, G.v.R., "Dynamic Behaviour of the Activated Sludge Process", JWPCF 51 (3), 1979.

41. Box, M.J., "A New Method of Constrained Optimization and a Comparison with Other Methods", Computer Jour. 8 (42), 1965.

42. Richalet, J., Rault, A., Testud, J.L., and Papon, J., "Model Predictive Heuristic Control: Application to Industrial Processes", Automatica 14, 1978.

43. Metcalf and Eddy Inc., Wastewater Engineering Treatment/Disposal/Reuse, 2nd ed., McGraw-Hill, New York, 1979.

44. Ontario Ministry of the Environment, Guidelines for the Design of Sewage Treatment Works, December, 1980.

45. Murphy, K.L., "Significance of Flow Patterns and Mixing in Biological Waste Treatment", Biotech. and Bioeng. Symp. No. 2, John Wiley and Sons, Inc., 1971.

46. Draper, N.D. and Smith. H., Applied Regression Analysis, Wiley and Sons, Inc., New York, 1968.

47. Yust, L.J., "Real Time Control of the Step Feed Activated Sludge Process", M. Eng. Thesis, McMaster Univ., Hamilton, Ont., 1981.

Société canadienne d'hypothèques et de logement
Canada Mortgage and Housing Corporation
Environnement Canada
Environment Canada

Étude à l'échelle pilote de la régulation informatisée du traitement par boues activées

La collecte et le traitement des eaux usées
Rapport SCAT-12F

LNH 5702/83

RAPPORTS DE RECHERCHE SUR LES EAUX USÉES

Ces RAPPORTS DE RECHERCHE donnent les résultats de travaux de recherche et de développement dans les domaines de la collecte, du traitement et de la décharge des eaux usées domestiques et municipales. Ces travaux sont déterminés par l'intermédiaire du Comité interministériel de la collecte et du traitement des eaux usées (Comité de recherche SCAT), et les recherches sont réalisées avec l'aide technique d'Environnement Canada.

Toute demande de renseignements concernant le PROGRAMME DE RECHERCHE sur les techniques relatives aux eaux usées doit être adressée à:

Division de la recherche technique
Secteur de la recherche et de l'élaboration de propositions
Société canadienne d'hypothèques et de logement
Chemin Montréal
Ottawa (Ontario) K1A 0P7

ÉTUDE À L'ÉCHELLE PILOTE DE LA RÉGULATION INFORMATISÉE DU TRAITEMENT PAR BOUES ACTIVÉES

par

J.P. Stephenson, B.A. Monaghan et L.Y. Yust
Centre technique des eaux usées
Service de la protection de l'environnement
Environnement Canada

pour la

Société canadienne d'hypothèques et de logement

Rapport SCAT-12F

On peut obtenir le présent document de:

Section des publications
Service de la protection de l'environnement
Environnement Canada
Ottawa (Ontario)
K1A 1C8

Centre d'information et de communication
Société canadienne d'hypothèques et de logement
Chemin Montréal
Ottawa (Ontario)
K1A 0P7

AVIS

Les recherches ont été réalisées à contrat, pour le compte du Secteur de la recherche et de l'élaboration de propositions, Société canadienne d'hypothèques et de logement, grâce à une subvention accordée en vertu de la Loi nationale sur l'habitation, partie V.

Le présent rapport a été revu par la Société canadienne d'hypothèques et de logement et Environnement Canada. Les vues, conclusions et recommandations qui y sont exprimées sont celles de l'auteur et ne reflètent pas nécessairement les vues et les politiques de la Société canadienne d'hypothèques et de logement ou d'Environnement Canada. La mention de marques de commerce ou de produits commerciaux ne constitue pas une approbation, ni une recommandation quant à leur emploi.

© Ministre des Approvisionnements et Services Canada 1983
N° de cat. En 43-51/12F
ISBN 0-662-92265-4
T&H PRINTERS LIMITED

RÉSUMÉ

Nous décrivons l'évaluation en unité pilote de la faisabilité de l'utilisation d'instruments et d'un système automatisé de saisie des données en direct pour contrôler de façon continue les principaux paramètres du traitement à boues activées. Nous avons aussi étudié la mesure dans laquelle il est techniquement et économiquement possible d'utiliser un système automatisé pour assister la commande humaine du traitement.

Les instruments retenus pour l'évaluation comprenaient des détecteurs de l'oxygène dissous, des matières en suspension, du carbone organique total et de la température, des débitmètres pour les liquides et l'air et des pH-mètres. Nous avons comparé la justesse et la fidélité de ces instruments par rapport aux techniques normalisées de référence, et déterminé les conditions nécessaires de leur entretien et de leur étalonnage. Les instruments étaient reliés à un système de saisie des données et de commande par mini-ordinateur qui était doté d'une capacité suffisante et des périphériques voulus pour permettre des opérations telles que la modélisation et l'analyse des données.

ABSTRACT

A pilot plant evaluation of the feasibility of using on-line instrumentation and an automated data acquisition system to continuously monitor parameters within the activated sludge process is described. Also investigated was the extent to which it is technologically and economically possible to use an automated system to assist the plant operator in controlling the activated sludge process.

Instruments selected for evaluation included sensors for dissolved oxygen, suspended solids, pH, temperature, liquid flow, air flow, and total organic carbon. Sensor precision and accuracy were assessed in comparison to standard reference techniques, and maintenance and calibration requirements were determined. The pilot plant instrumentation was interfaced with a minicomputer data acquisition and control system which was provided with sufficient capacity and peripheral devices to permit activities such as modelling and data analysis.

TABLE DES MATIÈRES

		Page
RÉSUMÉ		i
ABSTRACT		ii
LISTE DES FIGURES		v
LISTE DES TABLEAUX		ix
1	INTRODUCTION	1
2	DESCRIPTION DE L'USINE PILOTE	3
2.1	Instrumentation	3
2.2	Matériel du mini-ordinateur numérique	8
2.3	Logiciel du mini-ordinateur	9
2.4	Logiciel de saisie des données et de production de rapports	13
3	ÉVALUATION DES INSTRUMENTS	17
3.1	Oxygène dissous	17
3.2	Matières en suspension dans le liquide mixte et les boues activées recyclées et éliminées	23
3.3	Matières en suspension dans l'effluent	35
3.4	Matières en suspension dans l'affluent	42
3.5	Débits d'alimentation et de recyclage	43
3.6	Température	46
3.7	Carbone organique filtrable	46
3.8	Mesure du pH	49
4	ÉCHANTILLONS DE DONNÉES COMPILÉES PENDANT LA SURVEILLANCE D'UNE USINE	50
4.1	Données en direct provenant des instruments de traitement	50
4.2	Oxygène dissous et débit d'air	51
4.3	Débit des eaux résiduaires et des boues activées recyclées	53
4.4	Matières solides en suspension dans le liquide mixte et dans les boues activées recyclées	55
4.5	Matières solides en suspension dans l'affluent et dans l'effluent	59
4.6	Mesure du pH	64
4.7	Carbone organique filtré	66
4.8	Température	68
5	RÉGULATION AUTOMATIQUE DE LA CONCENTRATION EN OXYGÈNE DISSOUS, DU TEMPS DE RÉTENTION DES MATIÈRES SOLIDES, DU TAUX DE CONSOMMATION DE L'OXYGÈNE ET DE LA DISTRIBUTION DYNAMIQUE ÉTAGÉE DE L'ALIMENTATION	70
5.1	Régulation de l'oxygène dissous	70
5.2	Régulation du temps de rétention des matières solides	80

		Page
5.3	Régulation du taux de consommation d'oxygène	89
5.4	Régulation dynamique de l'alimentation étagée	96
5.4.1	Simulations informatiques	97
5.4.2	Mode de régulation	103
5.4.3	Fonctionnement de l'usine pilote	104
5.4.4	Résultat de la régulation à l'usine pilote	105
5.4.5	Amélioration de la régulation du processus par le TCOS	112
5.4.6	Résumé des résultats de la régulation du TCOS	115
6	CONCLUSIONS ET RECOMMANDATIONS	116
6.1	Instruments	116
6.2	Automatisation	117
REMERCIEMENTS		118
RÉFÉRENCES		119

LISTE DES FIGURES

Figure		Page
1	USINE PILOTE À BOUES ACTIVÉES REPRÉSENTATIVE DES DEUX USINES UTILISÉES	4
2	CAPTEUR pHOX POUR L'OXYGÈNE DISSOUS À MEMBRANE DE TYPE PLONGEUR	7
3	CAPTEUR BECKMAN POUR L'OXYGÈNE DISSOUS À MEMBRANE DE TYPE CELLULE TRAVERSÉE PAR LE COURANT	7
4	SYSTÈME DE COMMANDE ET DE SAISIE DES DONNÉES SUR MINI-ORDINATEUR	9
5	DIAGRAMME REPRÉSENTANT LE SYSTÈME DE COMMANDE ET DE SAISIE DES DONNÉES PAR MINI-ORDINATEUR	10
6	RELATION ENTRE LES MESURES DE LA CONCENTRATION ET DU VOLTAGE	12
7	SCHÉMA DE LA SAISIE DES DONNÉES, DE LA PRODUCTION DE RAPPORTS ET DE LA STRUCTURE DE COMMANDE	14
8	RELATION ENTRE LA RÉACTION DES INSTRUMENTS POUR L'OD ET CELLE DE L'ÉLECTRODE DE RÉFÉRENCE	20
9	ÉVALUATION PRÉLIMINAIRE D'UN CAPTEUR POUR MATIÈRES EN SUSPENSION DANS LES BOUES ACTIVÉES RECYCLÉES	27
10	ÉVALUATION PRÉLIMINAIRE DU CAPTEUR POUR LES MATIÈRES EN SUSPENSION DANS LE LIQUIDE MIXTE	30
11	RELATION ENTRE LES DONNÉES GRAVIMÉTRIQUES ET CELLES DU CAPTEUR POUR LES MATIÈRES EN SUSPENSION DANS LE LIQUIDE MIXTE ET LES BOUES ACTIVÉES RECYCLÉES	31
12	VARIABILITÉ DE LA CONCENTRATION DANS LE COURANT DE FOND DU DÉCANTEUR ÉCHANTILLONNÉ TOUTES LES 5 SECONDES	34
13	ÉVALUATION PRÉLIMINAIRE DU CAPTEUR POUR MATIÈRES EN SUSPENSION DANS LES EFFLUENTS	38
14	RELATION ENTRE LA RÉACTION DE L'INSTRUMENT POUR LES MATIÈRES EN SUSPENSION ET LA DÉTERMINATION GRAVIMÉTRIQUE	39
15	RELATION ENTRE LA RÉACTION DE L'INSTRUMENT ET LA DÉTERMINATION GRAVIMÉTRIQUE POUR LES MATIÈRES EN SUSPENSION DANS L'AFFLUENT	43

Figure		Page
16	RELATION ENTRE LA RÉACTION DES DÉBITMÈTRES MAGNÉTIQUES ET LES MESURES DE RÉFÉRENCE (VOLUME/TEMPS)	44
17	RELATION ENTRE LE CAPTEUR DE TEMPÉRATURE À RÉSISTANCE ET LE THERMOMÈTRE DE RÉFÉRENCE	46
18	RELATION ENTRE LA RÉACTION DE L'INSTRUMENT ET LES RÉSULTATS DE L'ANALYSEUR DE RÉFÉRENCE POUR LE COF DANS L'EFFLUENT	48
19	RELATION ENTRE LA RÉACTION DE L'INSTRUMENT ET LES RÉSULTATS DE L'ANALYSEUR DE RÉFÉRENCE POUR LE COF DANS L'AFFLUENT	48
20	RELATION ENTRE LA RÉACTION DE L'INSTRUMENT ET L'ÉLECTRODE DE RÉFÉRENCE POUR LE pH	49
21	MESURES EN DIRECT DE L'OD ET DU DÉBIT D'AIR POUR UNE PÉRIODE DE 24 h AUX USINES PILOTES PARALLÈLES	52
22	MESURES EN DIRECT DE L'OD ET DU DÉBIT D'AIR PENDANT UNE PÉRIODE DE 24 h AVEC RÉGLAGE MANUEL INTERMITTENT ET RÉGLAGE AUTOMATIQUE CONTINU DU DÉBIT D'AIR	54
23	MESURES EN DIRECT DES DÉBITS BRUTS D'ALIMENTATION ET DES BOUES ACTIVÉES RECYCLÉES (BAR) SUR UNE PÉRIODE DE 24 h	56
24	MESURES EN DIRECT DES MATIÈRES SOLIDES EN SUSPENSION DANS LE LIQUIDE MIXTE ET LES BOUES ACTIVÉES RECYLÉES SUR UNE PÉRIODE DE 24 h AVEC DÉBIT DE RECYCLAGE CONSTANT OU NON	57
25	DÉBITS D'ALIMENTATION ET DE RECYCLAGE (MESURÉS EN DIRECT) CORRESPONDANT AUX MESURES EN DIRECT DES MATIÈRES SOLIDES	58
26	CONCENTRATIONS MESURÉES EN DIRECT DES MATIÈRES SOLIDES EN SUSPENSION DANS L'AFFLUENT ET L'EFFLUENT SUR UNE PÉRIODE DE 24 h	60
27	COMPARAISON ENTRE LA RÉACTION DE L'INSTRUMENT AUX MATIÈRES SOLIDES EN SUSPENSION DANS L'AFFLUENT ET DANS L'EFFLUENT, ET LEUR MESURE GRAVIMÉTRIQUE (18-19 JUIN 1980)	62
28	COMPARAISON ENTRE LA RÉACTION DES INSTRUMENTS ET LA MESURE GRAVIMÉTRIQUE DES MATIÈRES SOLIDES EN SUSPENSION DANS L'AFFLUENT ET L'EFFLUENT (9-10 JUILLET 1980)	63

Figure		Page
29	pH DE L'AFFLUENT ET DE L'EFFLUENT SUR UNE PÉRIODE DE 24 h	65
30	COMPARAISON DES MESURES EN DIRECT DU CARBONE ORGANIQUE FILTRÉ ET DES DONNÉES DE RÉFÉRENCE	67
31	MESURES EN DIRECT DE LA TEMPÉRATURE DANS LE BASSIN D'AÉRATION SUR UNE PÉRIODE DE 24 h	69
32	SCHÉMA D'UN SYSTÈME DE RÉGULATION	71
33	CONCENTRATION EN OXYGÈNE DISSOUS ET DÉBIT D'AIR POUR 24 h AUX USINES AVEC RÉGULATION AUTOMATIQUE ET MANUELLE	74
34	CONCENTRATION EN OXYGÈNE DISSOUS DANS LES SYSTÈMES D'AÉRATION AVEC RÉGULATION AUTOMATIQUE ET MANUELLE	75
35	RAPPORT ENTRE L'OXYGÈNE PRODUIT ET L'OXYGÈNE REQUIS PAR LA BIOMASSE À DIVERSES CONCENTRATIONS DE SATURATION EN OD ET À DIVERSES CONCENTRATIONS EN OD DANS LE RÉACTEUR	77
36	RELATION ENTRE L'ÉCHANGE D'OXYGÈNE, L'ÉLIMINATION DE SUBSTRAT ET LE DÉBIT D'AIR DANS DES CONDITIONS DE CHARGE DIURNE	78
37	DISTRIBUTION DES DÉBITS D'AIR QUOTIDIENS MOYENS POUR LES USINES AVEC RÉGULATION MANUELLE ET AUTOMATIQUE	79
38	IVB D'USINES PARALLÈLES POUR DIFFÉRENTS MODES DE FONCTIONNEMENT	82
39	TRM INSTANTANÉS DÉTERMINÉS DE FAÇON GRAVIMÉTRIQUE POUR LES USINES PARALLÈLES	86
40	MATIÈRES SOLIDES EN SUSPENSION DANS L'EFFLUENT MESURÉES DE FAÇON GRAVIMÉTRIQUE DANS LES USINES PARALLÈLES	88
41	RELATION ENTRE LE $K_L a$ ET LE DÉBIT D'AIR À L'USINE PILOTE	92
42	TAUX DE CONSOMMATION D'OXYGÈNE ET TAUX DE CONSOMMATION D'OXYGÈNE SPÉCIFIQUE, LE 2 OCTOBRE 1980	95
43	DISTRIBUTION DES TRM INSTANTANÉS AUX USINES AVEC RÉGULATION DU TCO ET DU TRM	96
44	SCHÉMA DE L'ALIMENTATION ÉTAGÉE	98

Figure		Page
45	MODÈLE DE CLEMSON DES RÉACTIONS BIOLOGIQUES	99
46	MODÈLE DE CLEMSON DES MSLM RÉSULTANTES	100
47	MODÈLE DE CLEMSON DE LA CONCENTRATION EN SUBSTRAT RÉSULTANTE	101
48	MODÈLE DE CLEMSON DU TCOS RÉSULTANT	101
49	TCOS RÉSULTANT DU TEST DE L'AFFLUENT ÉTAGÉ (modèle de Clemson)	102
50	RELATION ENTRE LE $K_L a$ ET LE DÉBIT D'AIR	106
51	OPTIMISATION POUR DEUX COMPARTIMENTS	108
52	RÉGULATION DU TCOS DANS DEUX COMPARTIMENTS (FORTES CHARGES)	109
53	MODE DE CONTACT DANS DEUX COMPARTIMENTS (FORTES CHARGES)	109
54	RÉGULATION DU TCOS DANS DEUX COMPARTIMENTS (CHARGES VARIABLES)	110
55	MODE DE CONTACT DANS DEUX COMPARTIMENTS (CHARGES VARIABLES)	110
56	VALEURS DE CONSIGNE POUR L'ANALYSE FACTORIELLE	112

LISTE DES TABLEAUX

Tableau		Page
1	LISTE DES INSTRUMENTS ET DE CERTAINES DE LEURS SPÉCIFICATIONS	6
2	FRÉQUENCE MINIMALE DES PRÉLÈVEMENTS DE DONNÉES POUR L'ÉVALUATION D'INSTRUMENTS	17
3	PERFORMANCE DES CAPTEURS POUR L'OD	19
4	ÉCARTS-TYPES POUR LES INSTRUMENTS POUR OD	21
5	BESOINS D'ENTRETIEN ET D'ÉTALONNAGE DES CAPTEURS POUR OD DE pHOX	22
6	CONDITIONS D'ÉVALUATION DES CAPTEURS POUR MATIÈRES EN SUSPENSION	25
7	DIFFÉRENCE MOYENNE ENTRE LES DONNÉES GRAVIMÉTRIQUES ET CELLES DES CAPTEURS POUR LES MATIÈRES EN SUSPENSION DANS LES BOUES ACTIVÉES RECYCLÉES	26
8	ÉCART-TYPE DE L'INSTRUMENT POUR LES MATIÈRES EN SUSPENSION DANS LES BAR D'APRÈS DES DONNÉES APPARIÉES	26
9	ÉCART-TYPE DE L'INSTRUMENT POUR LES MATIÈRES EN SUSPENSION DANS LES BAR D'APRÈS LA SOMME RÉSIDUELLE DES CARRÉS	28
10	DIFFÉRENCE MOYENNE ENTRE LES DONNÉES GRAVIMÉTRIQUES ET CELLES DU CAPTEUR POUR LES MSLM	29
11	ÉCART-TYPE DE L'INSTRUMENT POUR LES MSLM D'APRÈS DES DONNÉES APPARIÉES	29
12	ÉCART-TYPE DE L'INSTRUMENT POUR LES MSLM D'APRÈS LA SOMME RÉSIDUELLE DES CARRÉS	29
13	DURÉE DE MONITORING ET NOMBRE DE COMPARAISONS DE DONNÉES GRAVIMÉTRIQUES ET DE DONNÉES DES CAPTEURS DE MATIÈRES MONITEK	32
14	PERFORMANCE DES CAPTEURS POUR LES MATIÈRES EN SUSPENSION (LM ET BAR)	33
15	BESOINS D'ENTRETIEN ET D'ÉTALONNAGE DES CAPTEURS MONITEK CLAM 52-LE POUR MATIÈRES EN SUSPENSION	36
16	PERFORMANCE DES CAPTEURS DE MESURE DES SOLIDES EN SUSPENSION DANS L'EFFLUENT	40

Tableau		Page
17	BESOINS D'ENTRETIEN ET D'ÉTALONNAGE DES TURBIDIMÈTRES LISLE-METRIX DRT-285	42
18	RENDEMENT DES DÉBITMÈTRES MAGNÉTIQUES	45
19	COMPARAISON APPARIÉE D'USINES PARALLÈLES SOUS DIFFÉRENTS MODES DE FONCTIONNEMENT	81
20	HORAIRE DES REJETS À L'USINE, BASÉ SUR LA RÉGULATION DU TRM, LE 9 SEPTEMBRE 1980	85
21	HORAIRE DES REJETS BASÉ SUR LA RÉGULATION DU TCO À L'USINE, LE 2 OCTOBRE 1980	94
22	CONDITIONS DE FONCTIONNEMENT DE L'USINE PILOTE	105
23	RÉSULTATS OBTENUS PAR RÉGULATION DYNAMIQUE DU PROCÉDÉ À ALIMENTATION ÉTAGÉE	107
24	COMPARAISON DES USINES PARALLÈLES	111
25	RÉSULTATS DE LA RÉGULATION FACTORIELLE (optimisation dans deux compartiments)	113
26	EFFETS DU RECYCLAGE SUR LES LIMITES DE LA RÉGULATION DU TCOS (modèle de Clemson)	114
27	EFFETS DE LA VARIATION DU VOLUME SUR LES LIMITES DE LA RÉGULATION DU TCOS (modèle de Clemson)	114
28	EFFETS DU NOMBRE DE RÉACTEURS EN SÉRIE SUR LES LIMITES DE LA RÉGULATION DU TCOS	115

1 INTRODUCTION

Ces dernières années, on a exprimé bien des inquiétudes à propos de la gestion de la qualité des eaux, et l'on a canalisé des efforts importants à l'amélioration de l'exploitation des systèmes de traitement des eaux usées pour satisfaire des critères plus rigoureux de qualité des effluents. Récemment, on a porté une attention accrue aux recherches s'efforçant de définir les facteurs limitant la performance des usines de traitement des eaux usées des municipalités[1]. Ces études ont permis de conclure que l'on ne peut parvenir à une performance adéquate et fiable des usines de traitement que par la mise en oeuvre de méthodes efficaces de régulation opérationnelle. Ce n'est pas seulement la conception d'une usine qui lui assure une bonne performance.

Bien que le procédé aux boues activées serve depuis bien des années de coeur à beaucoup de systèmes de traitement, il a fréquemment donné des signes de mauvais fonctionnement. Néanmoins, le procédé a gardé sa popularité comme méthode de traitement. Un des inconvénients contribuant à la mauvaise performance en usine a eté le manque d'enregistrement en continu pendant le traitement des variables servant à décrire et à régulariser la performance du procédé[2-5]. En général, ces variables ont été mesurées par collecte manuelle intermittente d'échantillons et par analyse en différé, qui demandent beaucoup de temps. À cause de la main-d'oeuvre nécessaire pour effectuer ces tâches, l'accumulation de données en continu sur l'exploitation se limite en général à des études poussées d'échantillons et à des projets de recherche. Cependant, l'apparition de nouveaux instruments améliorés de contrôle continu en direct laisse supposer qu'il y aura prolifération de renseignements sur l'exploitation du procédé[6]. Dans le cas des boues activées, ces renseignements devraient permettre d'améliorer la compréhension des dynamiques du procédé et, finalement, améliorer la fiabilité du traitement par application de méthodes efficaces de régulation[7, 8].

En novembre 1978, le Centre technique des eaux usées (CTEU) d'Environnement Canada a lancé un programme pilote à deux phases, conjointement avec la Société canadienne d'hypothèques et de logement, dont l'objet est:

1) d'évaluer la faisabilité de l'utilisation d'un équipement de surveillance continue en direct et d'un système automatisé de collecte de données pour contrôler le traitement par boues activées; et
2) de déterminer jusqu'à quel point il est technologiquement et économiquement faisable d'utiliser un système automatisé pour aider l'opérateur de l'usine à régulariser le traitement par boues activées.

Le présent rapport fait état du projet et décrit les expériences effectuées au CTEU en se servant de l'équipement de contrôle continu en direct pour la saisie des données et la régulation.

2 DESCRIPTION DE L'USINE PILOTE

L'usine pilote au CTEU est constituée de deux unités identiques, parallèles, à boues activées, associées à un décanteur primaire commun (d'une superficie de 1,17 m^2) et de systèmes indépendants de recirculation des boues. La figure 1 montre un diagramme de circulation. Chaque réacteur biologique a une capacité maximale de 2,3 m^3 et il est possible de diviser un des réacteurs pour lui donner une configuration de réservoirs en série au moyen de cloisons. Le volume de liquide peut être réduit au moyen d'un déversoir réglable manuellement. Durant la phase 1 du projet, les deux réacteurs ont été utilisés sans cloisons et avec agitation complète.

La séparation du liquide et des solides est effectuée dans des décanteurs secondaires, de forme circulaire, ayant une superficie de 0,45 m^2 et une direction d'écoulement ascendante. La hauteur du déversoir est réglable manuellement de façon à pouvoir choisir le volume convenable de liquide dans le décanteur.

Au cours de la phase 1 du projet on a utilisé un des circuits ou les deux circuits parallèles pour procéder à l'évaluation des instruments. Des eaux d'égout, de température constante et dessablées, provenant de l'usine d'épuration des eaux Skyway de Burlington étaient introduites dans le décanteur primaire à débit constant sans régulation des concentrations de constituants organiques et minéraux. L'effluent des décanteurs primaires et les boues recirculées étaient introduits dans le réacteur biologique au moyen de pompes à vitesse variable ayant chacune un débit maximal de 21,6 m^3/d. De l'air était diffusé dans les réacteurs biologiques grâce à des conduits en PVC perforées. La profondeur maximale du liquide était de 1,2 m.

2.1 Instrumentation

Bien que de nombreux instruments soient en service dans les laboratoires depuis de nombreuses années pour déterminer, par exemple, l'oxygène dissous, la turbidité, la température et le pH, ils ont été jusqu'à ce jour peu utilisés de façon continue dans les processus par boues activées. Le milieu est responsable de la contamination des capteurs par les produits présents dans le liquide et de l'encrassement par croissance de films biologiques. Inévitablement, ce milieu conduit à de mauvaises performances des capteurs si l'on n'a pas accordé suffisamment d'attention au choix, à l'installation, à l'étalonnage et à l'entretien de ces capteurs.

Aux stades initiaux de ce projet, le CTEU a invité les fournisseurs à présenter des instruments particuliers pour une évaluation. L'objectif de cette évaluation était

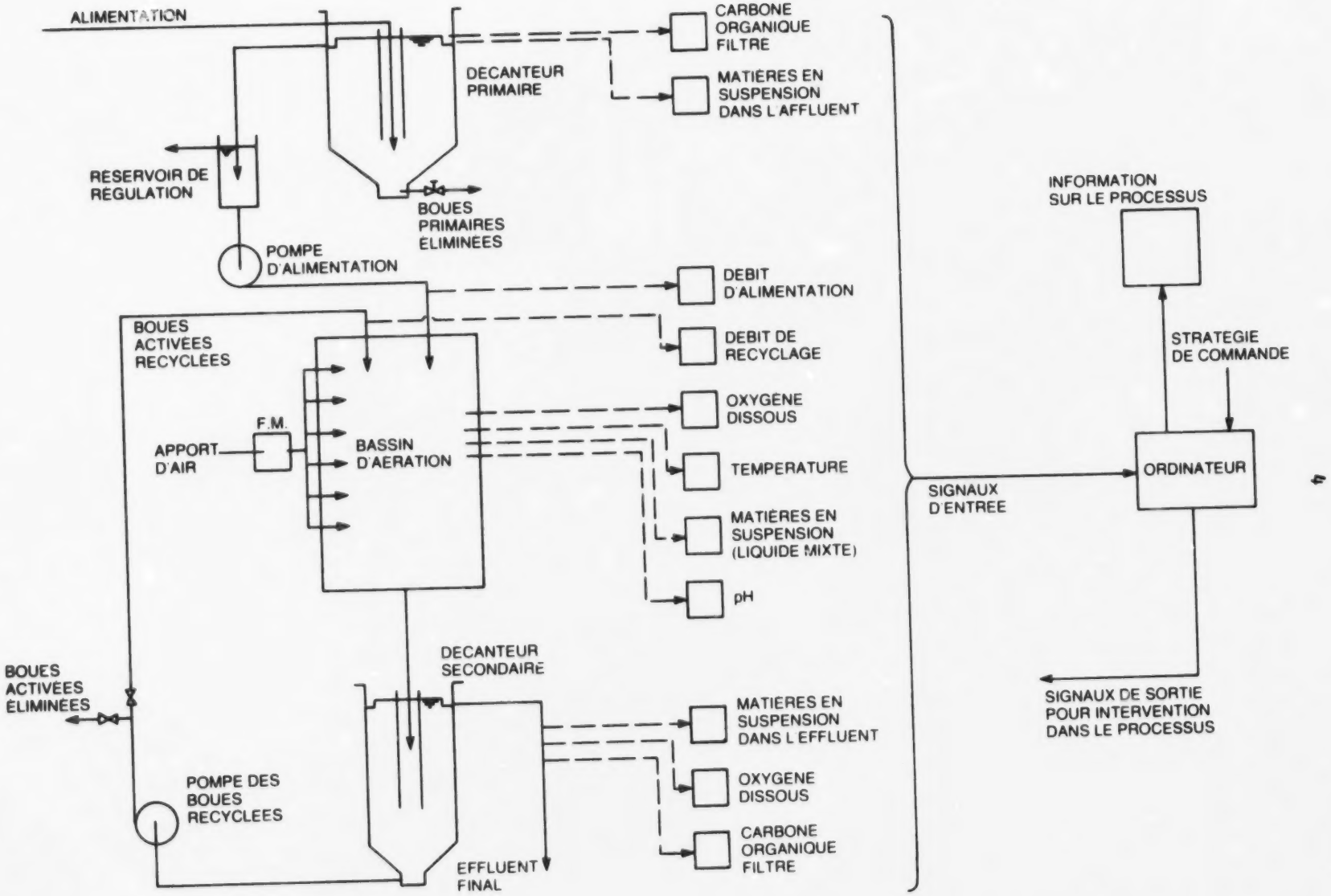


FIGURE 1 USINE PILOTE À BOUES ACTIVÉES REPRÉSENTATIVE DES DEUX USINES UTILISÉES

d'obtenir une base partielle de recommandations d'achat ainsi qu'une revue des devis techniques des divers instruments. Les instruments qui ont été éprouvés étaient des produits conçus pour mesurer l'OD (oxygène dissous), les MSLM (matières en suspension dans le liquide mixte), les MSBAR (matières en suspension dans les boues activées recyclées), les MSE (matières en suspension dans l'effluent) et les MSA (matières en suspension dans l'affluent). Un seul fournisseur (Dohrmann Envirotech) de moniteurs de COT (carbone organique total) a accepté de prêter un produit (DC-62) pour évaluation. En général, les fournisseurs sont très coopératifs à cet égard et sont particulièrement heureux de voir leurs produits évalués; toutefois, il n'existe pas toujours un matériel convenable pouvant être prêté à un acheteur éventuel pour une période suffisamment longue et convenable. Dans le domaine du traitement des eaux usées qui n'a commencé que récemment à utiliser une instrumentation continue, les fournisseurs feraient bien d'avoir des appareils de démonstration en bon état qu'ils pourraient mettre à la disposition des clients pour évaluation. C'est partiellement grâce à ce mécanisme que l'on peut faire accepter certains instruments par les utilisateurs ultimes. On s'efforce d'établir un institut international d'évaluation et d'essai des instruments pour l'industrie des eaux usées[9].

Le tableau 1 donne la liste des principaux instruments choisis pour l'achat et l'installation dans l'usine pilote. Les deux systèmes parallèles ont les mêmes instruments de mesure reliés à un mini-ordinateur de traitement. Tous les signaux de sortie sont de type isolé, à courant de 4-20 mA. On a évité d'utiliser des sorties à la terre afin de réduire le bruit sur les signaux. Sauf pour les thermomètres et les débitmètres de liquide et d'air, les analyseurs possédaient des sélecteurs de gammes; toutefois, les changements de gammes et les étalonnages n'étaient pas détectés immédiatement par le mini-ordinateur, ce qui constitue un inconvénient. Tous les capteurs fournissaient une indication analogique ou numérique locale.

Au tout début du programme d'évaluation interne, on a constaté que les instruments qui n'étaient pas prévus pour être autonettoyants et immergés directement dans l'effluent primaire, l'effluent secondaire, le liquide mixte ou les boues activées recyclées se recouvraient rapidement d'un film biologique. Par contre, l'électrode OD d'un fabricant qui était montée de façon à être traversée par le courant, ne se recouvrait pas d'un film nuisant à sa performance. Les figures 2 et 3 montrent la différence entre une électrode OD (pHOX) immergée dans le liquide mixte à la façon d'une sonde et une autre électrode (Beckman) traversée par le courant. En l'espace de deux jours d'immersion dans le liquide mixte, l'électrode était recouverte d'un biofilm réactif excessif,

TABLEAU 1 LISTE DES INSTRUMENTS ET DE CERTAINES DE LEURS SPÉCIFICATIONS

Instrument	Nombre	Plage	Fabricant	Modèle	Coût approx. (Date)	Principe
OD	6	0-20 mg/L	pHOX	capteur 65-B transmetteur 66	$ 4 200 (1978)	traversé par le courant
MSLM & MSBAR	4	0-300,3000, 30000 mg/L	Monitek	CLAM 52-LE	$ 5 100 ch. (1978)	photométrique, auto-nettoyant traversé par le courant
pH	5	0-14	Beckman	980	$ 5 300 (1978)	
Température	1	0-40 °C	Rosemount	444 RL	$ 400 (1978)	résistance, traversé par le courant
MSE	2	0-30, 100, 300 mg/L	Lisle-Metrix	DRT 285	$ 1 300 (1978)	photométrique, traversé par le courant
Débit liquide	4	0-45 L/min	Foxboro; Brooks	280 H; 7000	~$4 000 (1978)	magnétique
COT	1	variable	Dohrmann-Envirotech	DC-62	$ 16 000 (1978)	UV - persulfate, CO_2 - infrarouge
COT	1	variable	Construit au labo		$ 10 000 + main d'oeuvre (1979)	UV - persulfate, CO_2 - infrarouge
Filtre continu	2	pores de 20 µ	Astro Resources Corp.	Foxfilter	$ 1 300 ch. (1979)	ruban papier, pores de 20 µ pour analyseur COT
MSA	1	0-30, 100, 300, 3000 mg/L	Monitek	CLAM 53-LE	$ 5 300 (1978)	photométrique, auto-nettoyant
Débit d'air	2	0-10 L/s	Brooks	compteur 3623, transmetteur 5522H	$ 1 800 ch. (1978)	rotamètre, transmission électronique

FIGURE 2 CAPTEUR pHOX POUR L'OXYGÈNE DISSOUS À MEMBRANE DE TYPE PLONGEUR

FIGURE 3 CAPTEUR BECKMAN POUR L'OXYGÈNE DISSOUS À MEMBRANE DE TYPE CELLULE TRAVERSÉE PAR LE COURANT

empêchant le transfert de masse, que l'on ne pouvait empêcher par simple nettoyage ou augmentation de la turbulence au moyen de diffuseurs d'air placés directement au-dessus. La même électrode (hHOX), montrée à la figure 2, restait exempte de biofilm si on la plaçait dans une cellule traversée par le courant. Après un essai de trois semaines et un seul réétalonnage, l'électrode de Beckman donnait la même indication qu'une électrode normalisée (YSI modèle 54). À la suite de cette observation, on a décidé de monter le plus grand nombre possible d'instruments de façon à ce qu'ils soient traversés par le courant, afin de minimiser l'encrassement et d'améliorer la qualité du signal. Des recherches ultérieures au CTEU ont démontré une croissance peu importante du film biologique sur la membrane lorsque l'électrode de pHOX était utilisé à la façon d'une sonde dans une usine d'épuration préfabriquée. Ceci fut possiblement le résultat de la turbulence accrue dans cette usine préfabriquée.

2.2 Matériel du mini-ordinateur numérique

Le mini-ordinateur est un Hewlett-Packard (HP) 1000 modèle 31 (série 21MX E) avec le système d'exploitation TRE-IVB. L'installation est décrite aux figures 4 et 5. L'unité centrale de traitement et les dispositifs de stockage sont constitués d'une mémoire compartimentée de 160 K-mots, d'un disque de 120 M-Multiplets et d'une bande magnétique à 9 pistes de 1600 BPI. L'intervention de l'opérateur est possible au moyen de quatre écrans cathodiques, dont un ayant des possibilités graphiques. Des terminaux multiples existaient pour les autres utilisateurs du matériel informatique. On pouvait obtenir des copies sur papier au moyen d'une imprimante à 180 caractères par seconde et d'un traceur de courbes.

Les instruments de l'usine pilote étaient reliés au mini-ordinateur par l'intermédiaire d'un microprocesseur frontal HP 2240A et 2241A. Le microprocesseur comportait 32 canaux (2-10 V) différentiels d'entrée analogique (EA) de 12 bits, 16 canaux (8-10 V) de sortie analogique (SA), 16 canaux d'interruption, 64 canaux de sortie numérique (SN) et 32 canaux d'entrée numérique (EN). Associé au microprocesseur, on trouvait le matériel de relais et de conditionnement des signaux (transformation du courant en voltage, du voltage en courant, etc.). Pour relier les instruments au matériel de conditionnement du signal, on utilisait un cable blindé à deux fils torsadés terminés par des connections à vis et possédant un fil de drain. Le câble était protégé par un conduit en aluminium entre le micro-processeur et l'usine pilote, de façon à limiter le bruit et les risques d'endommagement. Le fil de drain blindé était à la terre à la source du signal.

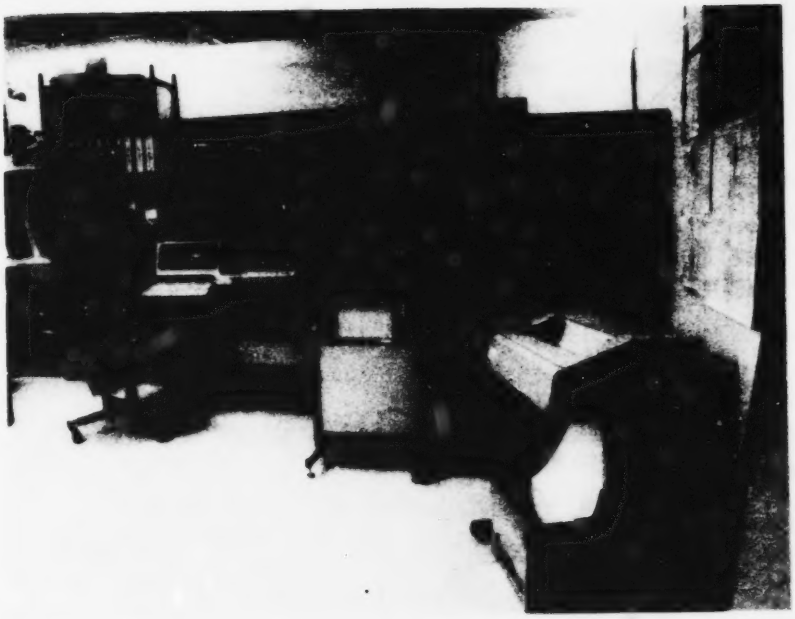


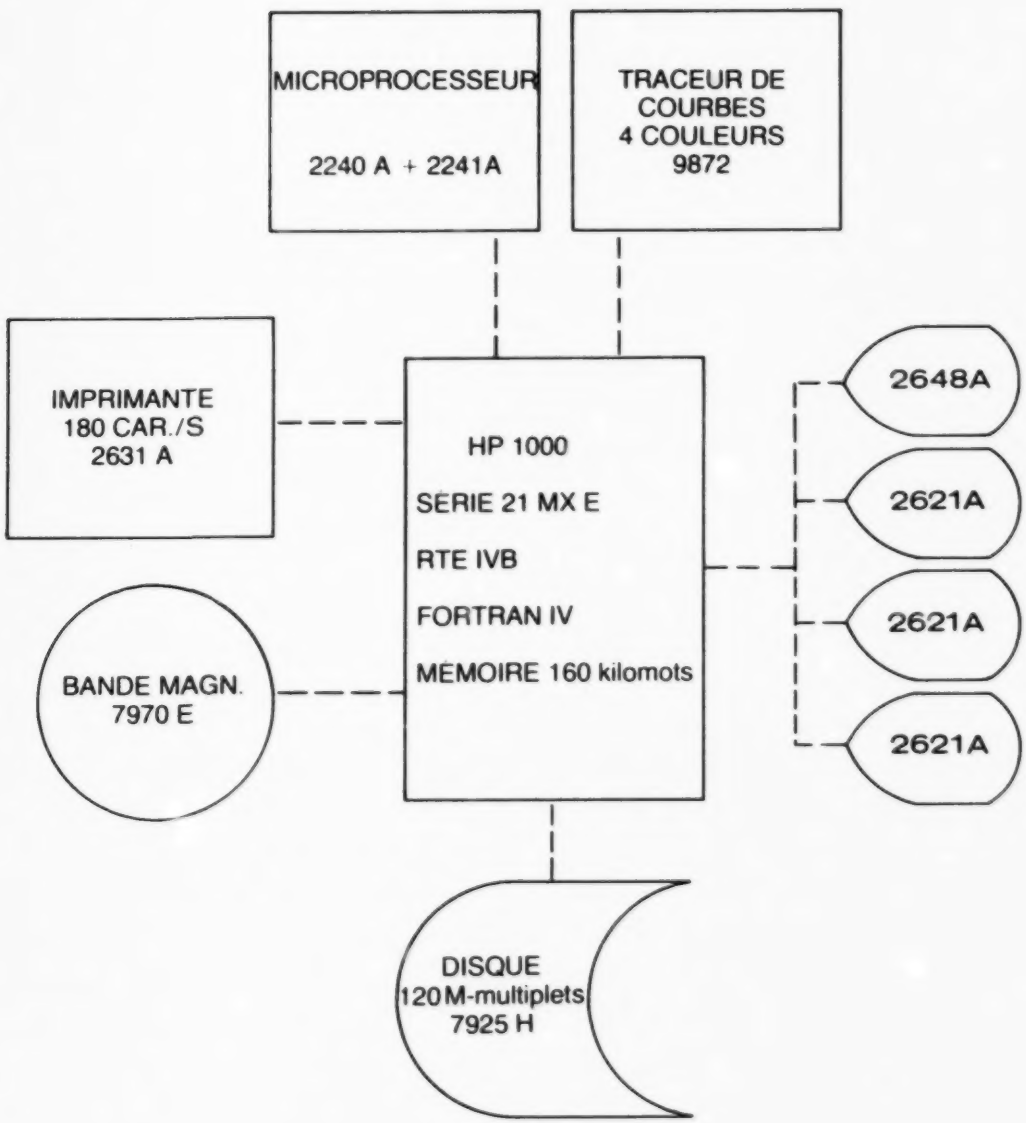
FIGURE 4 SYSTÈME DE COMMANDE ET DE SAISIE DES DONNÉES SUR MINI-ORDINATEUR

Tous les instruments étaient reliés aux canaux EA. Il y avait une isolation optique. Les signaux de sortie vers les pompes et certaines valves passaient par les canaux SA. Les instruments de l'usine pilote dont le seul réglage est marche/arrêt, par exemple les électrovalves et les alarmes étaient reliés par l'intermédiaire des canaux SN.

Le mini-ordinateur avait une capacité suffisante et assez de systèmes périphériques pour permettre des activités telles que la modélisation et l'analyse des données. Ces activités étaient en plus de celles normalement associées à la saisie des données et à leur contrôle, ce qui fait qu'elles exigeaient un système plus étendu.

2.3 Logiciel du mini-ordinateur

Tout le logiciel rédigé par l'utilisateur pour la saisie automatique des données et la commande du processus était en FORTRAN IV. Des extensions en temps réel permettaient le séquencement continu des activités du programme en permanence. Ces extensions exigaient (a) la connaissance et l'utilisation de commandes de programmation supplémentaire associées à l'organisation et à l'exécution du programme, (b) la communication entre les programmes FORTRAN eux-mêmes, entre les programmes



* TOUT LE MATÉRIEL EST FABRIQUÉ PAR HEWLETT PACKARD

FIGURE 5 DIAGRAMME REPRÉSENTANT LE SYSTÈME DE COMMANDE ET DE SAISIE DES DONNÉES PAR MINI-ORDINATEUR

FORTRAN et les capteurs du processus ainsi qu'entre dispositifs de commande par l'intermédiaire du HP 2240, et (c) le transfert des données prélevées automatiquement du programme FORTRAN aux appareils de stockage de masse. La plupart des commandes nécessaires étaient particulières au système HP. On donne ci-dessous un exemple simplifié du type de demande FORTRAN utilisant une extension en temps réel HP pour la mesure d'OD, étalonné dans la gamme 0-20 mg/L:

```
C
C     READ FROM THE HP2240 (LOGICAL UNIT NO.16) ONE ANALOG INPUT
C     VOLTAGE AND STORE IN THE INTEGER VARIABLE "ISIG"
C
C     FORMAT STATEMENT NO. 5 MEANS "MEASURE ANALOG INPUT
C     STARTING AT SLOT NO.1 AND CHANNEL NO. 2 AND CONTINUE
C     SEQUENTIALLY FOR 1 CHANNEL".
C
          WRITE (16,5)
      5   FORMAT ("AI, 1,2, 1.")
          READ (16,*) ICOND, ISIG
C
C     TEST THE ERROR CONDITION CODE RETURNED IN "ICOND" TO SEE IF
C     THE REQUEST COMPLETED WITHOUT ERROR i.e.      0 = no error
C                                                   1 = error or erroneous data
C
          IF (ICOND.EQ. 1) GO TO 100
C
C     CONVERT ANALOG VOLTAGE TO THE CORRECT ENGINEERING UNITS
      ASSUMING
C     4-20 mAMPS = 2-10 volts AND INSTRUMENT SCALE = 0-20 units
C
          slope = 8./20.
          ENG = FLOAT (ISIG-2000) / (SLOPE*1000.0)
  100 CALL ERR (ICOND), ERROR RECOVERY ROUTINE.
```

La lecture de voltage (ISIG) a été convertie en unités scientifiques dans le programme FORTRAN au moyen d'un sous-programme d'étalonnage. Des courbes d'étalonnage ont été établies pour chaque instrument et les données appropriées (pente et

ordonnée à l'origine pour les instruments à réaction linéaire p. ex.) étaient entrées dans le programme par l'opérateur de l'usine. Si, dans l'exemple ci-dessus, un signal relatif à l'oxygène dissous était surveillé et si la concentration était reliée linéairement à la tension comme l'indique la figure 6, alors le voltage était donné en ISIG sous la forme, disons, 6 V. En utilisant les valeurs en mémoire de ISIG, le programme FORTRAN calculait l'OD au moyen de l'expression linéaire figurant à la figure 6. La valeur calculée était utilisée pour surveiller et commander de façon répétitive selon les besoins.

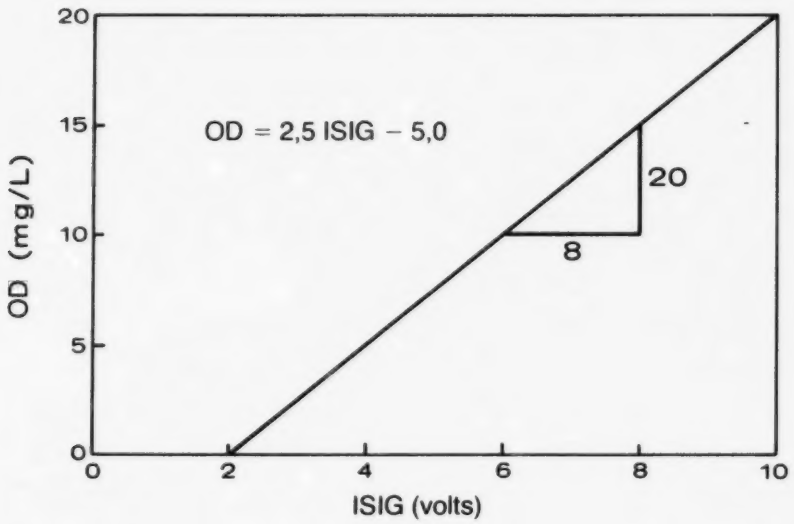


FIGURE 6 RELATION ENTRE LES MESURES DE LA CONCENTRATION ET DU VOLTAGE

En pratique, la création de logiciels pour accomplir les fonctions de production de rapports à long terme et de commande du processus était beaucoup plus compliquée que l'exemple ci-dessus. Il fallait au moins une personne à plein temps pour entretenir, développer et exploiter le matériel et le logiciel associés au mini-ordinateur pour le type de travaux de recherches dont nous traitons ici. La recherche des erreurs et l'entretien étaient des fonctions importantes mais très longues. L'opérateur devait connaître le système d'exploitation du mini-ordinateur, l'arithmétique numérique, la programmation en temps réel et le FORTRAN IV ou un language similaire. Il était également important d'avoir un opérateur de mini-ordinateur connaissant suffisamment l'exploitation de l'usine pilote.

2.4 Logiciel de saisie des données et de production de rapports

Pour la saisie des données et la production de rapports, on a rédigé plusieurs programmes et créé plusieurs fichiers sur disque. La figure 7 résume l'enchaînement de ces programmes et de ces fichiers.

Le programme DATU était le principal programme utilisé pour la saisie des données en direct à partir des capteurs de l'usine pilote. Ce programme était organisé pour fonctionner une fois toutes les cinq secondes et permettre une lecture en millivolts de chacun des 32 instruments analogiques des canaux d'entrée. Après une minute, il faisait la moyenne des 12 lectures de chaque capteur, convertissait le voltage en unités scientifiques et imprimait un fichier "circulaire" en direct. Les données étaient datées au moyen du jour de l'année julienne et de l'heure à la minute près. DATU explorait également la mémoire du système pour vérifier plusieurs points modifiables par l'utilisateur:

a) modification des constantes d'étalonnage, gammes ou taux de saisie des données de chaque capteur;
b) changement du numéro de canal du capteur dans le micro-processeur;
c) avis d'étalonnage transmis à DATU pour empêcher la saisie de données durant l'étalonnage;
d) évaluation de façon séquentielle de deux courants d'effluent grâce aux données d'un analyseur en direct COT;
e) autres renseignements pertinents.

Si nécessaire, l'opérateur utilisait le programme OPACC (accès par l'opérateur) pour manipuler les points ci-dessus. Le programme présentait un menu à l'opérateur sur l'écran cathodique et l'opérateur pouvait le modifier facilement.

L'identification de la séquence pour l'analyse du COT était commandée par un programme séparé en temps réel, TOCSW, qui était répété à intervalles de 30 minutes. Ce programme contrôlait automatiquement le courant alimentant l'analyseur COT, amenant alternativement le courant de l'un ou de l'autre système en faisant fonctionner une électrovalve à trois directions au moyen de dispositifs de sortie numérique. Le cycle était régi par la caractéristique de réaction de l'analyseur COT.

Les données en direct étaient stockées de façon temporaire dans le fichier circulaire. Si nécessaire, ces données pouvaient être utilisées à des fins particulières. Le fichier était de taille auto-limitative de façon à économiser l'espace; ainsi le programme

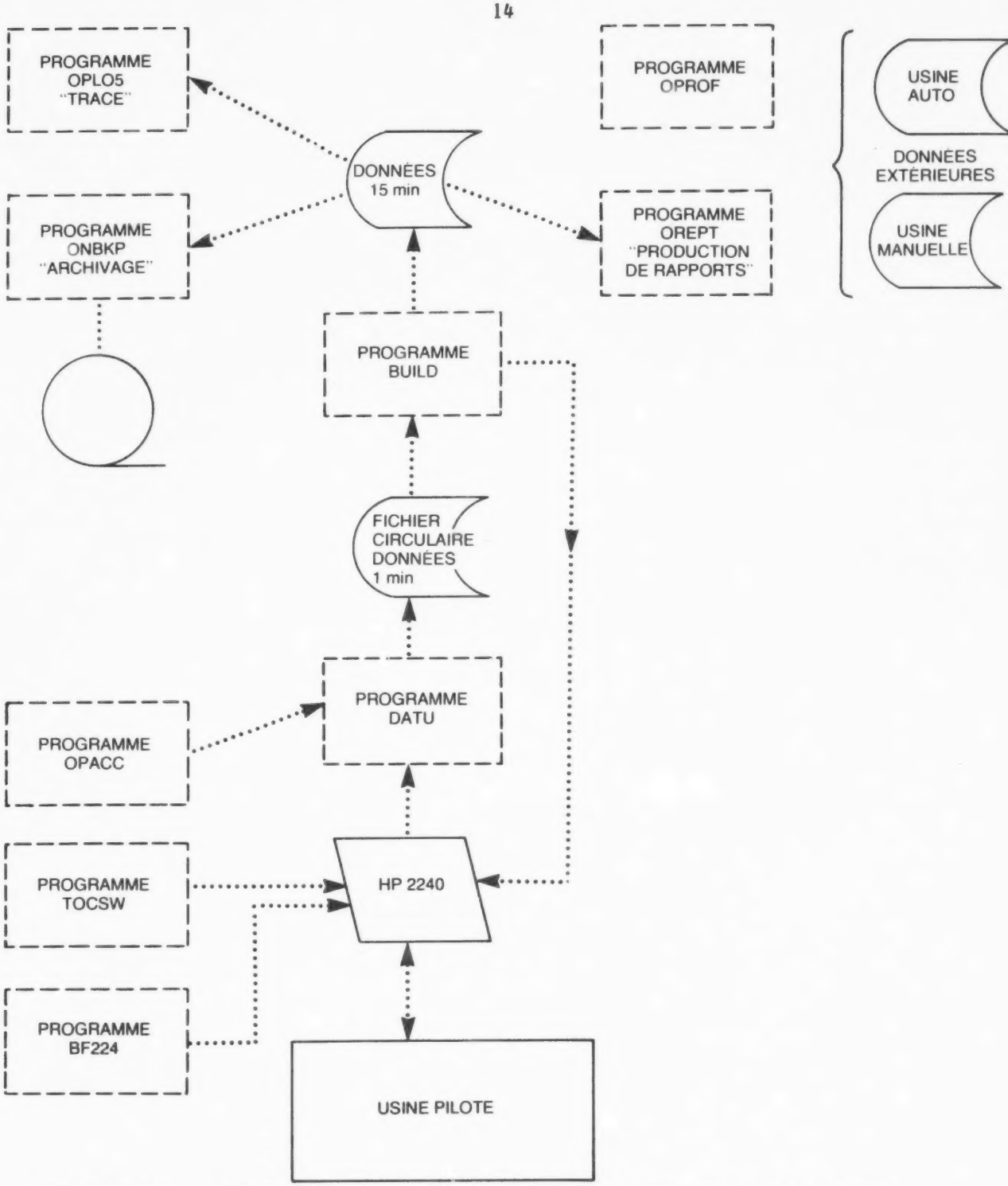


FIGURE 7 SCHÉMA DE LA SAISIE DES DONNÉES, DE LA PRODUCTION DE RAPPORTS ET DE LA STRUCTURE DE COMMANDE

BUILD était prévu pour se répéter toutes les 15 minutes et lire les nouvelles données enregistrées dans le fichier circulaire par DATU, pour ensuite calculer les moyennes sur 15 minutes et indiquer l'heure des données, puis finalement reporter l'heure et les moyennes sur un grand fichier circulaire permettant le stockage à long terme (p. ex. 30 jours). D'après ces mesures en direct du débit de liquide, du débit d'air, de la température, de l'OD et des MSLM, le programme BUILD calculait le taux de consommation d'oxygène (TCO) et le taux de consommation d'oxygène spécifique (TCOS) des micro-organismes du bassin d'aération. Les mesures autonomes du coefficient d'échange volumétrique de l'oxygène ($K_L a$) et du volume du bassin d'aération permettaient de calculer le TCOS. Le programme BUILD pouvait déclencher une alarme à n'importe quel moment en cas de panne grave des instruments ou de la présence de conditions situées à l'extérieur des limites fixées.

Les données autonomes provenant de l'analyse en laboratoire de la DCO, de la DBO_5, ou de la NTK, de la $N\text{-}NH_3$, étaient introduites sur deux fichiers sur disque pour une date spécifique au moyen de terminaux à écran cathodique. Chacun de ces fichiers pouvait recevoir les données de l'un des deux systèmes parallèles de l'usine pilote. Les données obtenues par l'opérateur pour l'indice de volume des boues (IVB), les MSLM et les MSBAR déterminées par des moyens gravimétriques, la hauteur de boues dans le décanteur, les matières solides dans l'effluent et le temps de séjour des matières étaient également entrées dans ces fichiers.

Il existait quatre méthodes différentes pour obtenir des sorties sur écran ou sur papier des données en direct et des données autonomes. Ces méthodes étaient:

1) La liste de chaque moyenne sur 15 minutes des données en direct provenant du programme BUILD pour des périodes spécifiées par l'opérateur au moyen du programme ONBKP.
2) L'indication graphique des données en direct pour toute période de 24 heures au moyen du programme OPLO5.
3) La liste des données autonomes pour des périodes spécifiées par l'opérateur au moyen du programme OPROF.
4) La disposition en tableaux des données en direct et des données autonomes pour toute période de 24 heures au moyen du programme OREPT. Ces tableaux comprenaient les moyennes et les minimums et maximums des périodes de 15 minutes pour chaque variable. Les autres variables pertinentes comme la charge organique, la charge de matières solides dans les décanteurs et la charge superficielle dans les décanteurs étaient également calculées et imprimées.

Le programme ONBKP permettait de transférer sur bande magnétique les moyennes sur 15 minutes stockées dans le fichier en direct. Ceci était nécessaire pour récupérer les données en cas de panne des disques ou du stockage à long terme. Les programmes FORTRAN étaient également copiés sur bandes magnétiques.

Le programme BF224 était un programme spécial qui permettait à l'opérateur de l'usine pilote d'obtenir des lectures directes en millivolts à partir de canaux EA du HP 2240 et 2241. Ces lectures étaient utilisées pour comparer les résultats des capteurs en direct avec les techniques de mesures ordinaires pour l'évaluation et l'étalonnage des instruments.

L'opérateur de l'usine pilote devait inscrire tout commentaire concernant le fonctionnement de l'usine sur un fichier circulaire réservé à cet usage. Ceci permettait de conserver un enregistrement permanent de tout événement relatif à l'exploitation de l'usine et fournissait un emplacement auxiliaire pour les données qui ne pouvaient pas être incorporées dans les autres programmes ou fichiers. Un imprimé de ces renseignements pouvait être facilement obtenu en précisant les dates requises.

3 ÉVALUATION DES INSTRUMENTS

Une fois les capteurs sélectionnés, on a commencé un programme de surveillance à long terme de réaction des instruments dans les conditions de traitement. Les objectifs de cette évaluation étaient:

a) d'évaluer la justesse et la fidélité des instruments par rapport à des techniques de référence normalisées,
b) de déterminer les besoins d'entretien, et
c) de déterminer les besoins d'étalonnage.

Ces évaluations étaient nécessaires pour vérifier que, dans la pratique, les instruments convenaient bien à la collecte de données en direct. La fiabilité des instruments était importante pour l'application de méthodes de régulation des procédés.

Pour déterminer la justesse et la fidélité des instruments en direct, on s'est servi d'un programme de collecte des données permettant la comparaison statistique à une technique de référence normalisée. Le tableau 2 résume la fréquence minimale de collecte des données pour les besoins de la comparaison.

TABLEAU 2 FRÉQUENCE MINIMALE DES PRÉLÈVEMENTS DE DONNÉES POUR L'ÉVALUATION D'INSTRUMENTS

Instrument (fabricant)	Fréquence (par semaine)
MSLM (Monitek)	2
MSBAR (Monitek)	2
OD (pHOX)	2
MSE (Lisle-Metrix)	2
MSA (Monitek)	2
pH (Beckman)	1
Temp. (Rosemount)	1
Débit de liquide (Brooks, Foxboro)	1

3.1 Oxygène dissous

Dans les systèmes aérobie de traitement biologique des eaux usées, l'objectif est de convertir le carbone organique en CO_2 et en nouvelles cellules bactériennes. Dans

les systèmes nitrifiants, on désire également convertir l'azote ammoniacal en azote de nitrate. Ces objectifs exigent une utilisation biologique de l'oxygène. Dans les systèmes à boues activées, l'oxygène nécessaire est normalement fourni par des compresseurs et des diffuseurs immergés ou par des aérateurs mécaniques de surface. Habituellement, on considère qu'il suffit de 1 à 2 mg/L d'oxygène dissous pour permettre l'activité biologique et assurer la performance du procédé. Dans la majorité des cas, c'est l'aération qui représente la plus forte dépense unique d'énergie. Elle a un effet marqué sur les frais d'exploitation de l'entreprise et, dans de nombreux cas, elle est responsable de l'essentiel du budget de l'usine d'épuration. Par conséquent, si l'on réduit au minimum la consommation d'oxygène on minimisera également les coûts énergétiques associés à l'aération. La régulation de l'OD, de façon à minimiser la consommation d'énergie, peut également conduire à une amélioration de la performance du procédé.

Une enquête[10] de 1977 portant sur 30 usines de l'Ontario où l'on utilisait le procédé classique par boues activées, indiquait que les besoins annuels d'électricité représentaient environ 21% des frais totaux d'exploitation ou 58% des coûts totaux d'approvisionnement et d'équipement. En utilisant ces données et en supposant que la régulation de l'OD puisse conduire à une économie de 20% d'électricité, on réaliserait une économie de 4,3% des frais d'exploitation totaux ou une économie annuelle de 11,5% des dépenses d'approvisionnement et d'équipement. Pour ces 30 usines, ceci correspondrait à une valeur totale de 414 500 $ par an soit une moyenne de 13 820 $ par an et par usine. Les économies réelles varieraient d'une usine à l'autre, mais en supposant un investissement de 10 000 $ par usine on peut calculer une période de recouvrement (PR) de:

$$PR = \frac{\text{investissement (\$)}}{\text{économie annuelle (\$)}}$$

$$= \frac{10\,000\ \$}{13\,820\ \$/a}$$

$$= 0{,}72 \text{ an}$$

On peut supposer que le matériel a une espérance de vie d'au moins dix ans. L'investissement initial semblerait donc hautement profitable et il semblerait que l'on soit à l'abri des inexactitudes d'une estimation relativement simpliste des coûts d'investissement et des économies annuelles. Les augmentations annuelles de l'énergie depuis 1977 et les augmentations futures prêchent en faveur de méthodes de régulation de l'oxygène dissous, même dans les usines les plus petites.

La mise en place de méthode de régulation de l'OD exige un capteur convenable pour la mesure en direct de la quantité dissoute. Les figures 8a, 8b et 8c montrent la corrélation de trois analyseurs en direct (pHOX) par comparaison avec un analyseur de laboratoire étalonné YSI modèle 54. Deux sondes ont été situées dans les réacteurs en parallèle de l'usine pilote, une dans chaque réacteur. Le tableau 3 résume la performance des capteurs individuels. Des tests t appariés ont été utilisés pour évaluer la signification de la divergence des données des appareils pHOX par rapport aux données de l'étalon YSI.

TABLEAU 3 PERFORMANCE DES CAPTEURS POUR L'OD

Capteur	Nombre de données (n)	Durée de l'évaluation (mois)	Différence moyenne* (mg/L)	Écart significatif par rapport à zéro
1	72	8	-0.12	Oui
2	43	7	-0.02	Non
3	53	5	+0.03	Non

* D'après des tests t appariés à un niveau de 95%.

Ces données montrent que l'instrument s'écartait des résultats de l'électrode de référence YSI dans l'un des trois cas; toutefois la différence moyenne était relativement petite et à peine significative.

Les écarts-types des erreurs des capteurs d'OD ont été évalués au moyen de données appariées. Le tableau 4 résume les résultats par rapport à une électrode de référence ayant un écart-type, S_r, de 0,05 mg/L. Cet écart-type a été indiqué comme étant la valeur la plus probable pour la plupart des systèmes à membrane disponibles dans le commerce[9]. L'écart-type de l'instrument a été déterminé de la façon suivante:

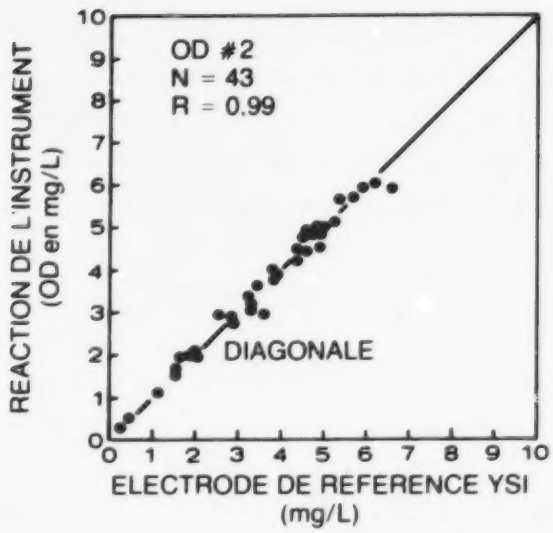
$$S_I = \sqrt{S_M^2 - S_R^2}$$

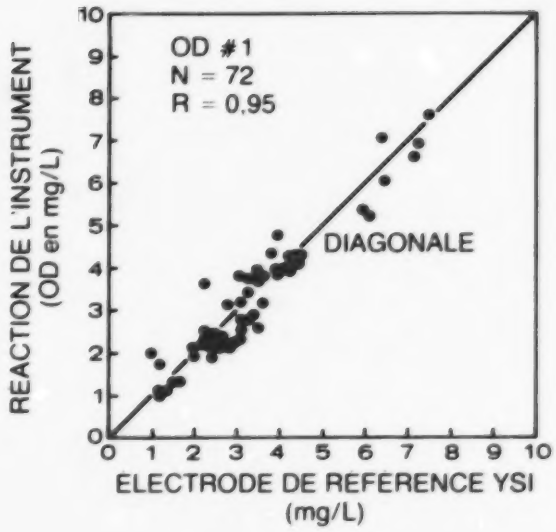
où: S_I = écart-type calculé de l'instrument

S_M = écart-type mesuré des différences

S_R = écart-type du capteur de référence.

Ces estimations de la précision des instruments étaient assez conservatrices, puisque l'on accordait une précision relativement élevée à l'électrode de référence YSI dans chaque cas.





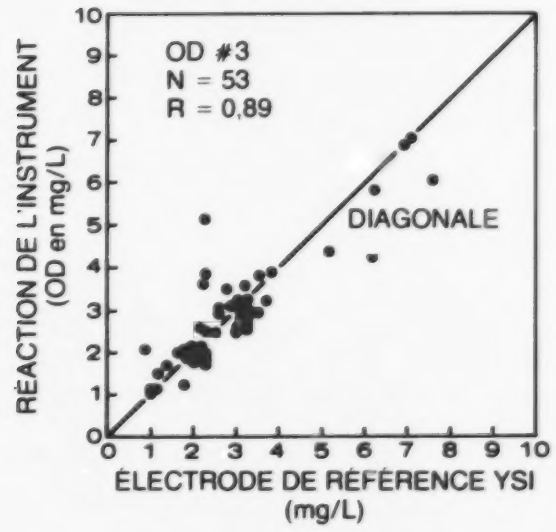


FIGURE 8 **RELATION ENTRE LA RÉACTION DES INSTRUMENTS POUR L'OD ET CELLE DE L'ÉLECTRODE DE RÉFÉRENCE**

TABLEAU 4 ÉCARTS-TYPES POUR LES INSTRUMENTS POUR OD

Capteur	n	Écart-type (mg/L)	
		S_R*	S_I
1	72	0,05	0,43
2	43	0,05	0,21
3	53	0,05	0,70

* D'après la référence 12.

On peut s'attendre à un écart-type de l'instrument, S_I, inférieur si S_R est porté à une valeur correspondant à celle de S_I. Après avoir fait cette hypothèse, Sorensen[7] a évalué les capteurs d'OD de façon statistique et mesuré les valeurs de S_I en utilisant la moyenne de la moitié environ des données signalées au tableau 4.

Quelle que soit la méthode d'analyse, ces instruments ne permettent pas, en usage réel, d'atteindre les spécifications du fabricant, à savoir: une discrimination de 1% de l'échelle ou une justesse de 0,5 %. Il y a lieu de remarquer toutefois que ces capteurs sont généralement fiables et acceptables pour le monitoring et la régulation du procédé en direct.

Le tableau 5 donne la liste des besoins d'entretien et d'étalonnage des trois capteurs d'OD pHOX dont nous avons parlé. D'une façon générale, les difficultés n'ont été constatées que lorsqu'il y a eu un écart entre les lectures de l'électrode et celle de la sonde normalisée YSI immergée dans le liquide mixte ou lorsque la réaction de l'électrode est devenue irrégulière. La cellule d'électrode pHOX était de type à enfichage et elle pouvait être remplacée par une pièce de rechange ayant une garantie d'un an. Il est essentiel qu'une usine possède un stock de cellules de rechange en cas de panne inattendue. Une observation importante faite au CTEU était le fait que le fabricant fournissait les nouvelles électrodes dans une solution de bisulfite de façon à éliminer l'oxygène dissous dans la cellule stockée. En fait, on a constaté que cette solution avait une odeur caractéristique de H_2S après plusieurs mois de stockage. On suppose que le H_2S attaquait la cathode d'argent recouverte d'une membrane. Par la suite, la solution de sulfite a été remplacée par de l'eau distillée.

On a également constaté que, dans le système d'aération de l'usine pilote, il était nécessaire de situer le tube d'aspiration des pompes centrifuges alimentant l'électrode loin des diffuseurs pour éviter de pomper de l'air entraîné. L'air entraîné conduit à

TABLEAU 5 BESOINS D'ENTRETIEN ET D'ÉTALONNAGE DES CAPTEURS POUR OD DE pHOX

Date (1979)	Problème	Mesure
11 janv.	Performance incohérente	Capteurs 1 et 2 remplacés
22 janv.	Faible réaction à OD élevé (>5)	Capteur 3 réétalonné
23 janv.	Performance incohérente	Capteur 2 remplacé
1 fév.	Faible réaction à OD élevé (>7)	Capteur 3 réétalonné
5 fév.	Faible réaction à OD élevé (6.5)	Capteur 3 réétalonné
8 avr.	Membrane partiellement encrassée	Capteur 1 réétalonné
9 avr.	Ajustement d'après YSI après étalonnage	Capteur 1 ajusté
9 juin	Irrégularités, pompes de recyclage pas fiables	Capteur 3 remplacé
18 juin	Transmetteur/sonde saute à une autre échelle	Capteur 3 arrêté pour la durée des essais
28 août	Dérive du signal	Capteur 1 réétalonné et ajusté
3 sept.	Incompatible avec sonde YSI de référence	Capteurs 1 et 2 réétalonnés et ajustés
10 sept.	Encrassement partiel, débit accru dans la cellule	Capteur 2, membrane nettoyée
12 sept.	Rajustement après nettoyage précédent	Capteur 2 réétalonné et ajusté
16 sept.	Performance irrégulière	Capteurs 1 et 2, membranes remplacées, réétalonnés
17 sept.	Ne parcourt pas l'échelle	Capteur 1 remplacé
15 oct.	Ajustement de l'échelle normale ne parcourt pas l'échelle à l'essai du $K_L a$	Capteur 2 réétalonné

un signal parasité de la sonde. Dans les systèmes en vraie grandeur, l'emplacement et le nombre des sondes sera un facteur important de la détermination précise de la concentration en OD. Il sera très important d'avoir un transfert rapide du liquide mixte vers la sonde pour minimiser l'absorption d'oxygène en transit dans une cellule traversée par le courant.

On a démontré dans les essais de réaération que l'électrode pHOX ne réagissait pas aussi rapidement à la phase de désaération que la sonde YSI, qui a une électrode plus petite, une plus petite capacité d'électrolyte et une membrane de 0,025 mm d'épaisseur, alors que la membrane pHOX est deux fois plus épaisse. En raison de sa taille, l'électrode pHOX est probablement moins apte à suivre les perturbations rapides de la concentration en OD. Ses caractéristiques conduisent à un fonctionnement relativement stable et prolongé qui contrebalance les inconvénients cités, mais ceux-ci doivent être considérés dans l'analyse des états non permanents. Au CTEU, de nouveaux efforts sont dirigés vers la mesure de la réaction de l'instrument.

Considérant les renseignements sur le procédé que l'on peut obtenir du monitoring en direct de l'OD et le potentiel d'économie d'énergie qui en découle, la facilité relative d'utilisation des capteurs d'OD en font une addition très souhaitable aux systèmes biologiques de traitement des eaux usées. On doit cependant reconnaître que cette utilisation exige un placement rigoureux, ainsi qu'une attention et un entretien réguliers pour assurer une économie d'énergie et une amélioration de l'exploitation.

3.2 Matières en suspension dans le liquide mixte et les boues activées recyclées et éliminées

Parmi les trois paramètres importants du procédé qu'il y a lieu de surveiller dans les systèmes à boues activées, citons:

a) la concentration des matières en suspension dans le liquide mixte du réacteur,
b) la concentration des matières en suspension dans les boues activées recyclées, et
c) la concentration des matières en suspension dans les boues activées éliminées.

Ces paramètres doivent être surveillés pour déterminer les charges organiques du procédé, l'efficacité de l'épaississement dans le décanteur secondaire et le taux d'élimination des boues pour obtenir une gestion efficace des matières solides de l'usine. Habituellement, le monitoring est effectué manuellement par filtration, séchage et mesure gravimétrique des matières solides. Ces déterminations manuelles sont longues et généralement limitées à quelques échantillons au hasard ou échantillons composites des écoulements liquides appropriés. Ces déterminations sont souvent suffisantes pour l'exploitation des usines, mais de nombreux renseignements sont perdus du fait d'un échantillonnage et d'une analyse trop peu fréquents. Par exemple, la détermination des quantités de boues éliminées peut être très difficile dans les usines réelles en raison des vastes fluctuations de la concentration, particulièrement dans les cas où une élimination intermittente interrompt le débit des boues de recyclage, ce qui soumet le décanteur à

une charge variable. L'utilisation d'instruments de monitoring des matières en suspension en direct peut fournir un enregistrement continu de la performance de l'usine et, par suite, améliorer la possibilité de régulation de l'exploitation.

On a choisi, pour mesurer la concentration de matières en suspension dans ces écoulements, un capteur Monitek modèle 52-LE CLAM. Au départ, on a procédé à une évaluation rapide d'un capteur situé de façon à surveiller le liquide mixte et d'un autre situé de façon à surveiller les boues activées recyclées. L'objectif de cette évaluation était d'observer la nature du signal et sa précision sans intervenir pour contrôler l'instrument une fois effectué l'étalonnage initial. La durée de l'évaluation a été de quatre semaines.

Les instruments ont été étalonnés indépendamment à l'extérieur du circuit en adaptant un morceau de tuyau opaque d'environ 15 cm de longueur et 5 cm de diamètre intérieur à l'extrémité de la colonne d'échantillonnage. Le tuyau était rempli de liquide mixte ou de boues activées recyclées ayant une concentration en matières en suspension déterminée par gravimétrie. L'échantillon était agité avec un plongeur et l'on répétait les étalonnages pour l'ensemble de l'échelle et pour le zéro, de façon à minimiser les erreurs dues à l'interdépendance. L'étalonnage à zéro était effectué avec de l'eau du robinet ou un effluent filtré.

Après étalonnage, les capteurs étaient placés dans le courant approprié de l'usine pilote. L'essai consistait à comparer la quantité de matières en suspension mesurée au moyen des capteurs à la quantité mesurée par gravimétrie dans des échantillons au hasard. On a effectué quatre ensembles de mesure, chaque ensemble étant constitué de 10 comparaisons entre les données gravimétriques et les données du capteur, ce qui faisait un total de 40 mesures. Étant donné que l'instrument avait un bouton d'amortissement (marche/arrêt) et vu qu'ils étaient du type traversé par le courant, les ensembles de mesure portaient sur chacun des facteurs de l'évaluation indiqués au tableau 6.

Pour estimer la précision en laboratoire possible par échantillonnage manuel et analyse gravimétrique, l'opérateur de l'usine pilote a effectué des mesures en double sur 41 échantillons de boues activées recyclées et 50 échantillons de matières en suspension dans le liquide mixte; les écarts-types pour chaque courant étaient de 81 et 63 mg/L, respectivement. Ces estimations ont été utilisées comme valeurs de référence pour déterminer la précision des capteurs selon:

$$S^2_{capteur} = S^2_M - 2S^2_R$$

TABLEAU 6 CONDITIONS D'ÉVALUATION DES CAPTEURS POUR MATIÈRES EN SUSPENSION

	Amortissement du signal	
	Branché	Non-branché
Débit au niveau du capteur (L/min)	3,4	3,4
	6,8	6,8

où: S_M^2 = variance mesurée de la différence entre les concentrations de matières en suspension déterminées par gravimétrie et par les capteurs,

S_R^2 = variance des mesures de référence effectuées en double au laboratoire,

= $(0,081 \text{ g/L})^2$ pour les solides en suspension dont les BAR,

= $(0,063 \text{ g/L})^2$ pour les MSLM.

Comme il n'existe pas de normes acceptables de la concentration connue[12] de matières en suspension, on ne pouvait faire d'estimation de la justesse des capteurs. Comme Sorensen[7] l'a indiqué, la variance de la technique de référence doit être ajoutée à la variance de la réaction de l'instrument étant donné que, dans ce cas, la technique de référence est utilisée pour étalonner l'instrument.

Les tableaux 7 et 8 présentent la différence moyenne entre les 10 comparaisons appariées et les écarts-types de l'instrument, respectivement, pour les capteurs de matières en suspension dans les BAR. Durant les essais, la concentration de matières en suspension dans les BAR déterminée par gravimétrie était de 6,26 g/L.

Dans le cas des débits élevés et en l'absence d'amortissement du capteur des BAR, il existait une différence et un écart-type de l'instrument plus élevé de façon significative. Cet ensemble d'observation a été fait après réparation d'un composant électronique de l'unité, mais sans réétalonnage, ce qui fait qu'il n'est probablement pas représentatif.

La figure 9 est une courbe de l'ensemble des données montrant la relation générale entre les données de l'instrument et les données de référence. Une nouvelle analyse des données des BAR a été effectuée en utilisant la variance de l'erreur calculée à partir de la somme résiduelle des carrés après régression linéaire des données du capteur

une charge variable. L'utilisation d'instruments de monitoring des matières en suspension en direct peut fournir un enregistrement continu de la performance de l'usine et, par suite, améliorer la possibilité de régulation de l'exploitation.

On a choisi, pour mesurer la concentration de matières en suspension dans ces écoulements, un capteur Monitek modèle 52-LE CLAM. Au départ, on a procédé à une évaluation rapide d'un capteur situé de façon à surveiller le liquide mixte et d'un autre situé de façon à surveiller les boues activées recyclées. L'objectif de cette évaluation était d'observer la nature du signal et sa précision sans intervenir pour contrôler l'instrument une fois effectué l'étalonnage initial. La durée de l'évaluation a été de quatre semaines.

Les instruments ont été étalonnés indépendamment à l'extérieur du circuit en adaptant un morceau de tuyau opaque d'environ 15 cm de longueur et 5 cm de diamètre intérieur à l'extrémité de la colonne d'échantillonnage. Le tuyau était rempli de liquide mixte ou de boues activées recyclées ayant une concentration en matières en suspension déterminée par gravimétrie. L'échantillon était agité avec un plongeur et l'on répétait les étalonnages pour l'ensemble de l'échelle et pour le zéro, de façon à minimiser les erreurs dues à l'interdépendance. L'étalonnage à zéro était effectué avec de l'eau du robinet ou un effluent filtré.

Après étalonnage, les capteurs étaient placés dans le courant approprié de l'usine pilote. L'essai consistait à comparer la quantité de matières en suspension mesurée au moyen des capteurs à la quantité mesurée par gravimétrie dans des échantillons au hasard. On a effectué quatre ensembles de mesure, chaque ensemble étant constitué de 10 comparaisons entre les données gravimétriques et les données du capteur, ce qui faisait un total de 40 mesures. Étant donné que l'instrument avait un bouton d'amortissement (marche/arrêt) et vu qu'ils étaient du type traversé par le courant, les ensembles de mesure portaient sur chacun des facteurs de l'évaluation indiqués au tableau 6.

Pour estimer la précision en laboratoire possible par échantillonnage manuel et analyse gravimétrique, l'opérateur de l'usine pilote a effectué des mesures en double sur 41 échantillons de boues activées recyclées et 50 échantillons de matières en suspension dans le liquide mixte; les écarts-types pour chaque courant étaient de 81 et 63 mg/L, respectivement. Ces estimations ont été utilisées comme valeurs de référence pour déterminer la précision des capteurs selon:

$$S^2_{capteur} = S^2_M - 2S^2_R$$

TABLEAU 6 CONDITIONS D'ÉVALUATION DES CAPTEURS POUR MATIÈRES EN SUSPENSION

	Amortissement du signal	
	Branché	Non-branché
Débit au niveau du capteur (L/min)	3,4	3,4
	6,8	6,8

où: S_M^2 = variance mesurée de la différence entre les concentrations de matières en suspension déterminées par gravimétrie et par les capteurs,

S_R^2 = variance des mesures de référence effectuées en double au laboratoire,

= $(0,081\ g/L)^2$ pour les solides en suspension dont les BAR,

= $(0,063\ g/L)^2$ pour les MSLM.

Comme il n'existe pas de normes acceptables de la concentration connue[12] de matières en suspension, on ne pouvait faire d'estimation de la justesse des capteurs. Comme Sorensen[7] l'a indiqué, la variance de la technique de référence doit être ajoutée à la variance de la réaction de l'instrument étant donné que, dans ce cas, la technique de référence est utilisée pour étalonner l'instrument.

Les tableaux 7 et 8 présentent la différence moyenne entre les 10 comparaisons appariées et les écarts-types de l'instrument, respectivement, pour les capteurs de matières en suspension dans les BAR. Durant les essais, la concentration de matières en suspension dans les BAR déterminée par gravimétrie était de 6,26 g/L.

Dans le cas des débits élevés et en l'absence d'amortissement du capteur des BAR, il existait une différence et un écart-type de l'instrument plus élevé de façon significative. Cet ensemble d'observation a été fait après réparation d'un composant électronique de l'unité, mais sans réétalonnage, ce qui fait qu'il n'est probablement pas représentatif.

La figure 9 est une courbe de l'ensemble des données montrant la relation générale entre les données de l'instrument et les données de référence. Une nouvelle analyse des données des BAR a été effectuée en utilisant la variance de l'erreur calculée à partir de la somme résiduelle des carrés après régression linéaire des données du capteur

TABLEAU 7 DIFFÉRENCE MOYENNE ENTRE LES DONNÉES GRAVIMÉTRIQUES ET CELLES DES CAPTEURS POUR LES MATIÈRES EN SUSPENSION DANS LES BOUES ACTIVÉES RECYCLÉES

	Différence moyenne (g/L) avec amortissement du signal	
Débit au niveau du capteur (L/min)	Branché	Non-branché
3,4	-0,479	-0,403
6,8	-0,311	-0,978

TABLEAU 8 ÉCART-TYPE DE L'INSTRUMENT POUR LES MATIÈRES EN SUSPENSION DANS LES BAR D'APRÈS DES DONNÉES APPARIÉES

	Écart-type (g/L) avec amortissement du signal	
Débit au niveau du capteur (L/min)	Branché	Non-branché
3,4	0,21	0,32
6,8	0,39	0,19

aux résultats gravimétriques correspondants. Ceci a permis d'éliminer une fraction significative de l'erreur due à un étalonnage médiocre. Les écarts-types de l'instrument calculés en utilisant cette méthode sont réellement des surestimations étant donné que les inexactitudes dans les analyses gravimétriques ne contribuent pas à l'erreur, mais que la variance due à la technique gravimétrique est faible comparée à la variance mesurée.

Le tableau 9 résume les écarts-types après régression pour les quatre ensembles de données. Il apparaît qu'une vaste fraction de l'erreur de l'instrument indiquée au tableau 9 est due à un étalonnage à débit élevé et sans amortissement. On peut conclure, d'après les tableaux 8 et 9, que l'écart-type du capteur de matières en suspension Monitek CLAM 52-LE donne une valeur représentative dans la gamme 0,19-0,39 g/L pour les boues activées recyclées à une concentration d'environ 6,26 g/L. On peut estimer que l'on obtiendra la même précision pour les matières solides des boues activées éliminées. L'amortissement du signal et la variation du débit dans la plage indiquée n'a pas d'effet sensible sur la qualité du signal. Après ajustement de l'étalonnage, il était possible de minimiser les différences entre les données du capteur et les données

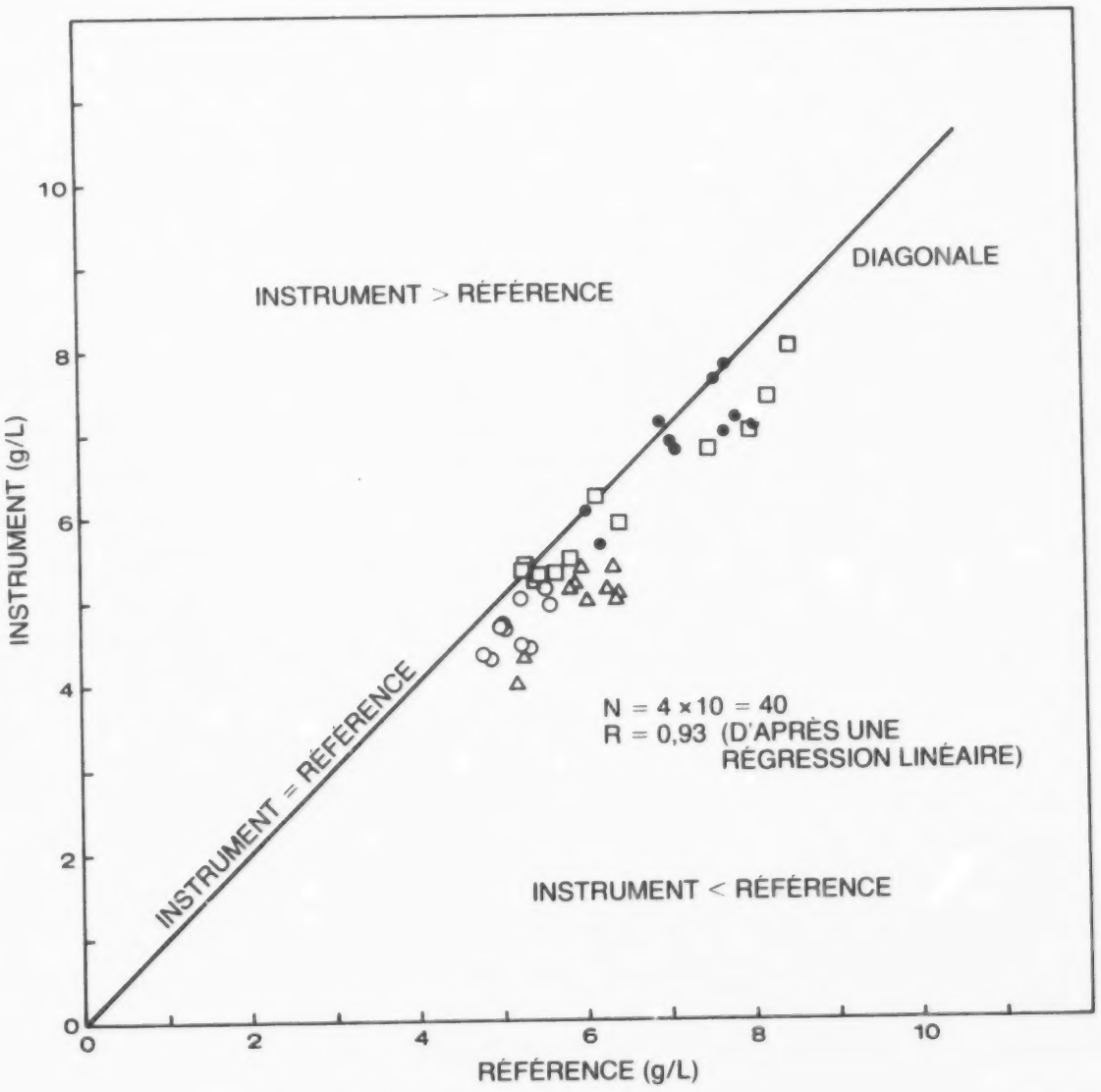


FIGURE 9 ÉVALUATION PRÉLIMINAIRE D'UN CAPTEUR POUR MATIÈRES EN SUSPENSION DANS LES BOUES ACTIVÉES RECYCLÉES

TABLEAU 9 ÉCART-TYPE DE L'INSTRUMENT POUR LES MATIÈRES EN SUSPENSION DANS LES BAR D'APRÈS LA SOMME RÉSIDUELLE DES CARRÉS

	Écart-type (g/L) avec amortissement du signal	
Débit au niveau du capteur (L/min)	Branché	Non-branché
3,4	0,24	0,26
6,8	0,39	0,28

gravimétriques, de sorte que les différences moyennes ne soient pas statistiquement différentes de 0.

Des analyses similaires ont été effectuées en utilisant le capteur des MSLM. Les résultats figurent aux tableaux 10 et 11. Dans chaque cas, la différence moyenne entre les résultats de la méthode gravimétrique et ceux donnés par le capteur était statistiquement différente d'après le test t apparié; toutefois, la moyenne des différences n'était que de 3,4 g/L. L'écart-type moyen, d'après des données appariées, était de 0,07 g/L ou 2,3% de la moyenne. La figure 10 montre la relation linéaire entre les données du capteur et les données gravimétriques pour les quatre ensembles de mesures prises ensemble.

Les écarts-types de l'instrument pour les quatre ensembles de mesures, d'après la somme résiduelle des carrés après régression, font l'objet du tableau 12. L'écart-type moyen était seulement de 0,09 g/L.

Après les premières analyses décrites ci-dessus, on a commencé un programme de monitoring à long terme. Deux courants de liquide mixte et deux des BAR ont été monitorés au moyen de quatre capteurs Monitek pendant huit mois, d'octobre 1979 à juin 1980. Une sonde était située dans chacun des réservoirs d'aération des usines pilotes en parallèle et dans les conduits de recyclage des boues. Le tableau 13 résume les dates de mise en route et les nombres de données collectées pour chacun des capteurs.

La figure 11 montre la corrélation des données du capteur par rapport aux analyses gravimétriques d'échantillons pris au hasard. À l'exception du capteur MSLM n° 2, les coefficients de corrélation dépassaient tous 0,9. L'inspection des données brutes montre que pour la première moitié, les données du capteur MSLM n° 2 sont toujours plus élevées que les données gravimétriques en raison d'un mauvais étalonnage. Après réétallonnage, la performance de ce capteur était équivalente à celle des trois autres et

TABLEAU 10 DIFFÉRENCE MOYENNE ENTRE LES DONNÉES GRAVIMÉTRIQUES ET CELLES DU CAPTEUR POUR LES MSLM

Débit au niveau du capteur (L/min)	Différence moyenne (g/L) avec amortissement du signal	
	Branché	Non-branché
3,4	0,155	0,055
6,8	0,133	0,064

TABLEAU 11 ÉCART-TYPE DE L'INSTRUMENT POUR LES MSLM D'APRÈS DES DONNÉES APPARIÉES

Débit au niveau du capteur (L/min)	Écart-type (g/L) avec amortissement du signal	
	Branché	Non-branché
3,4	*	*
6,8	0,07	0,06

* Impossible à calculer.

TABLEAU 12 ÉCART-TYPE DE L'INSTRUMENT POUR LES MSLM D'APRÈS LA SOMME RÉSIDUELLE DES CARRÉS

Débit au niveau du capteur (L/min)	Écart-type (g/L) avec amortissement du signal	
	Branché	Non-branché
3.4	0.065	0.044
6.8	0.117	0.116

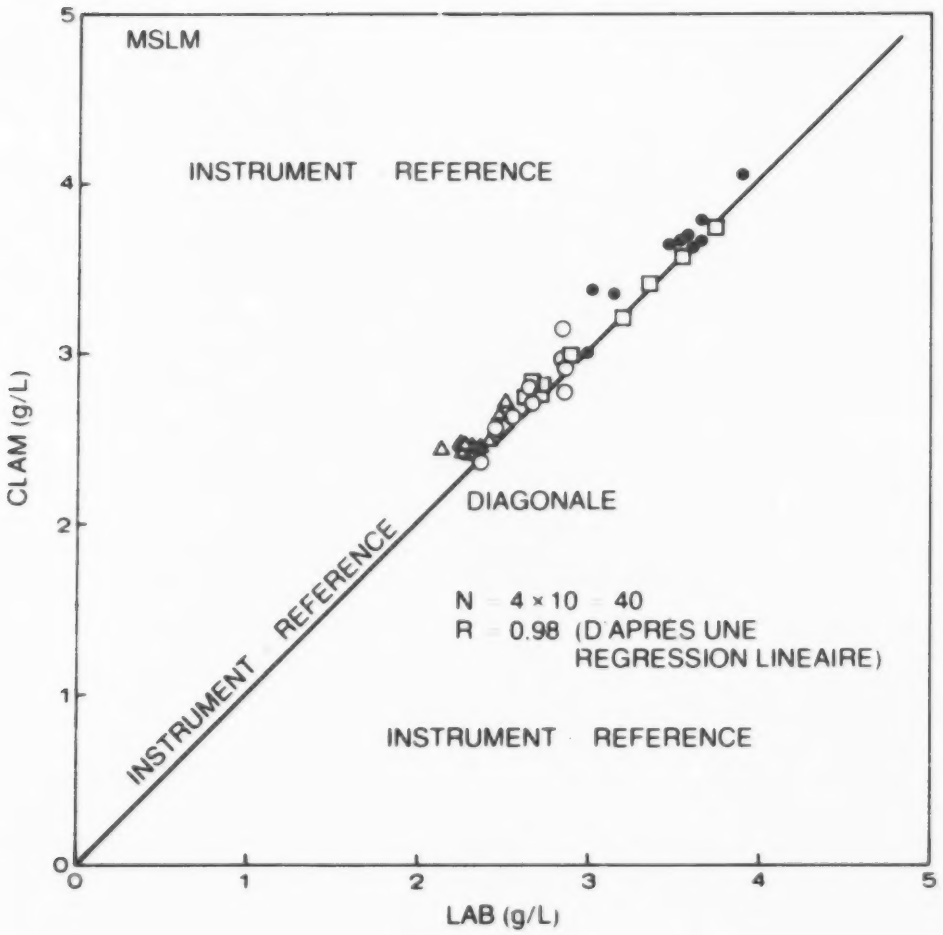


FIGURE 10 ÉVALUATION PRÉLIMINAIRE DU CAPTEUR POUR LES MATIÈRES EN SUSPENSION DANS LE LIQUIDE MIXTE

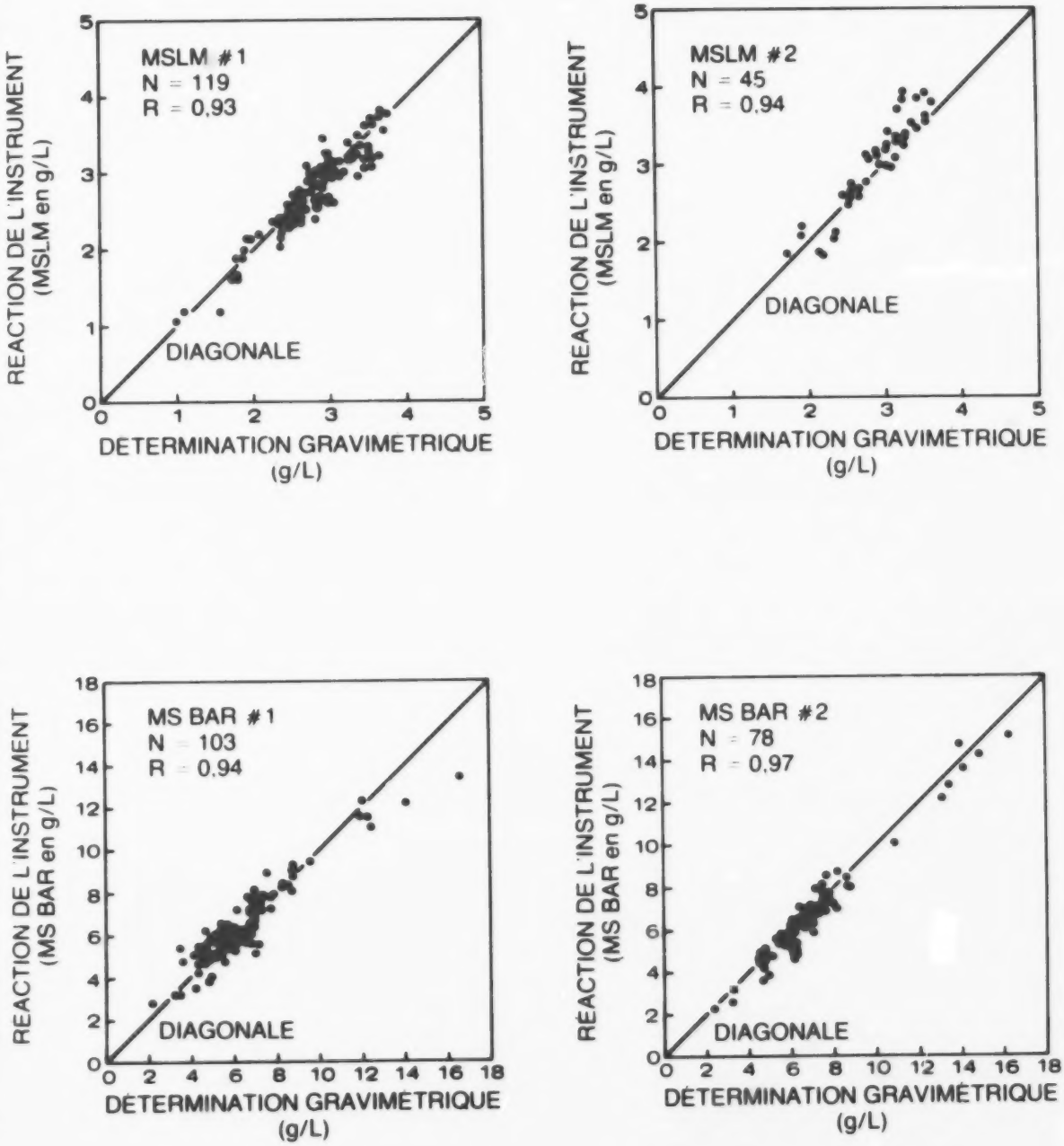


FIGURE 11 RELATION ENTRE LES DONNÉES GRAVIMÉTRIQUES ET CELLES DU CAPTEUR POUR LES MATIÈRES EN SUSPENSION DANS LE LIQUIDE MIXTE ET LES BOUES ACTIVÉES RECYCLÉES

TABLEAU 13 DURÉE DE MONITORING ET NOMBRE DE COMPARAISONS DE DONNÉES GRAVIMÉTRIQUES ET DE DONNÉES DES CAPTEURS DE MATIÈRES MONITEK

Capteur	Date (j/m/a)	Nombre de données
MSLM n° 2	07/12/79 - 12/6/80	86
MSBAR n° 2	07/12/79 - 12/6/80	78
MSLM n° 1	17/10/79 - 12/6/80	119
MSBAR n° 1	17/10/79 - 12/6/80	103

montrait une corrélation relativement élevée (r=0,94) par rapport aux résultats gravimétriques. Les données de ce capteur après réétallonnage sont celles que nous avons utilisées dans les analyses qui suivent.

Des données appariées provenant de la gravimétrie et des capteurs ont été utilisées pour évaluer si la différence entre les procédures de mesure était significative. Le pire cas correspond à la différence moyenne de 0,29 g/L pour le capteur MSBAR n° 2. Considérant que la concentration de matières en suspension dans les BAR est d'environ 7,0 g/L, la différence moyenne est de 4,1 % de la valeur absolue dans le pire cas. Bien que deux des quatre capteurs montrent des différences moyennes significatives par rapport aux résultats de référence gravimétriques, les différences sont tout à fait marginales en pratique.

Les écarts-types de la série de mesures en double faite au laboratoire qui étaient de 81 mg/L pour les BAR et 63 mg/L pour les MLSM ont été utilisés à nouveau comme erreur de référence. Les résultats sont indiqués au tableau 14. Il est clair que l'écart-type de l'instrument est beaucoup plus faible dans le cas des mesures des matières en suspension dans le liquide mixte que dans le cas des matières en suspension dans les boues activées recyclées. L'écart-type calculé pour l'instrument des BAR est plus élevé de façon significative que le niveau précédemment prévu d'après les données appariées des essais à court terme. Quatre facteurs peuvent contribuer à cette variabilité accrue:

1) erreurs d'échantillonnage pour les matières en suspension dans les BAR (les MSBAR variaient de façon significative avec la rotation du racloir du décanteur);
2) dérive accrue de l'instrument au cours de longues périodes de fonctionnement;
3) inexactitude de l'étalonnage en raison de l'absence d'étalon véritable et aussi de l'interaction entre le zéro de l'instrument et l'échelle totale;
4) variance accrue de la mesure avec l'augmentation de la concentration.

TABLEAU 14 PERFORMANCE DES CAPTEURS POUR LES MATIÈRES EN SUSPENSION (LM ET BAR)

Capteur	Nombre de données	Durée de l'évaluation (mois)	Différence moyenne (g/L)	Différence significative par rapport à zéro $P_{0,05}$	S_I (g/L)
MSLM n° 1	119	9	-0,01	Non	0,17
MSLM n° 2	45	7	+0,10	Oui	0,20
MSBAR n° 1	103	9	+0,09	Non	0,80
MSBAR n° 2	78	7	-0,29	Oui	0,58

On a pris des précautions pour obtenir un étalonnage efficace de l'instrument, mais des augmentations inacceptables de l'effort seraient nécessaires pour des améliorations très faibles des résultats. Sorensen[7] a fait des observations similaires lors de son évaluation des capteurs de matières solides dans une grande usine pilote au Danemark.

Les concentrations de matières en suspension dans les BAR sont plus difficiles à mesurer manuellement que les MSLM en raison des caractéristiques variables du courant de fond du second décanteur. La concentration dans le courant de fond dépend du débit, du mécanisme d'entraînement du racloir et des caractéristiques des boues et des boues flottantes. Au niveau de l'usine pilote, on a observé que le mécanisme du racloir avait un effet significatif sur la concentration dans le courant de fond, la quantité de matières variant de façon sinusoidale avec la même période que le mécanisme d'entraînement du racloir (0,5 tr/min). La figure 12 montre la variabilité de la concentration du courant de fond échantillonné en utilisant le mini-ordinateur HP-1000 à des intervalles de temps de 5 secondes. Chaque pic correspond à peu près exactement à un intervalle de 2 minutes, en phase avec une révolution du racloir. On a pu montrer que l'oscillation de la concentration du courant de fond était synchrone avec l'entraînement du racloir. Ce qu'il importe de noter, c'est que les matières des BAR varient de façon significative au cours d'une période de temps assez courte, ce qui complique la difficulté d'échantillonnage manuel pour obtenir la même concentration que celle observée par le capteur. Par conséquent, la précision relative de 10% est une estimation conservatrice de la performance du capteur.

L'importance du choix d'un intervalle approprié d'échantillonnage est démontrée par l'examen de la figure 12. Si l'on utilise une fréquence d'échantillonnage de 2 minutes, on ne pourra observer que les pics de l'enregistrement continu. C'est là une

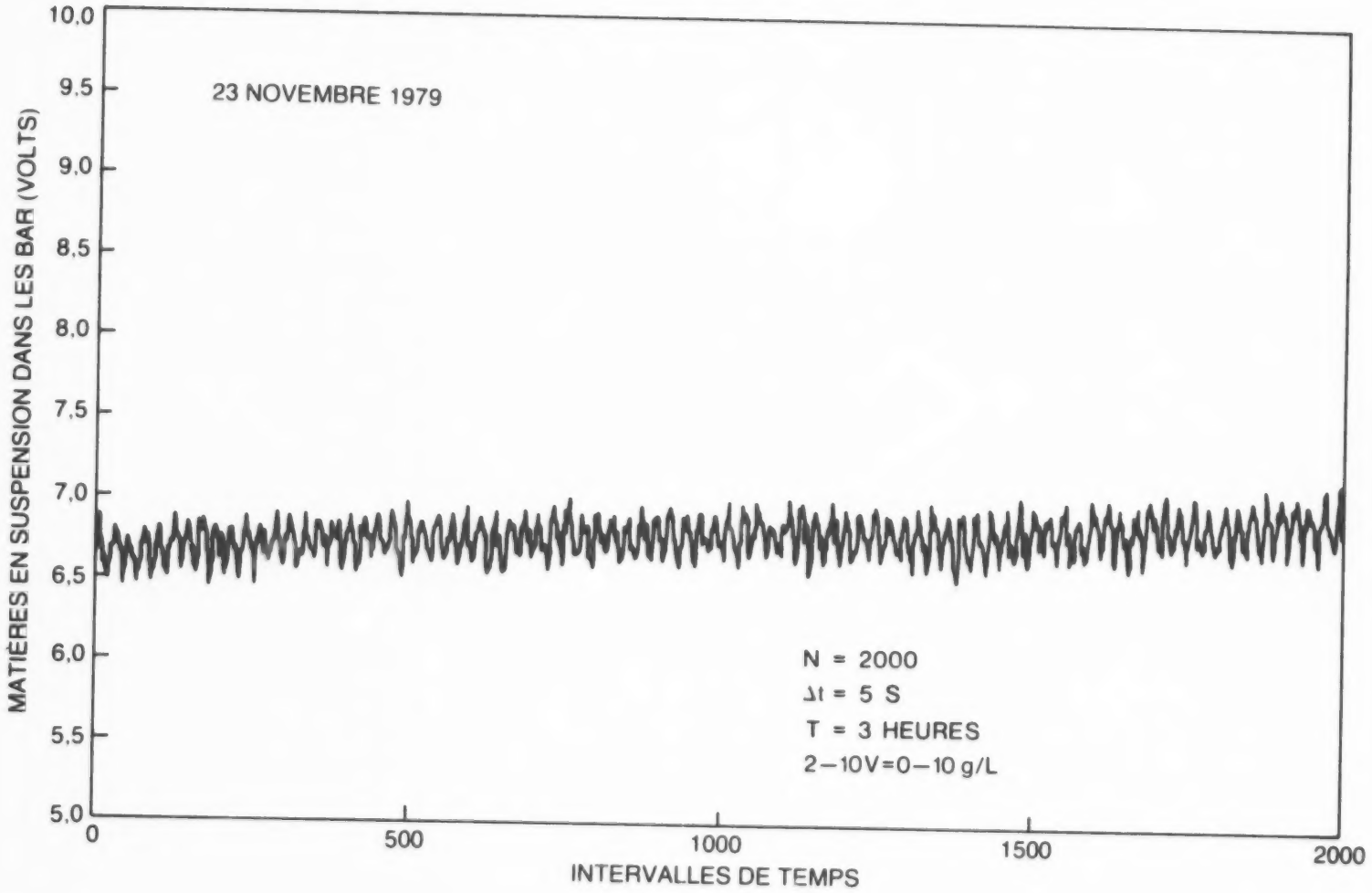


FIGURE 12 VARIABILITÉ DE LA CONCENTRATION DANS LE COURANT DE FOND DU DÉCANTEUR ÉCHANTILLONNÉ TOUTES LES 5 SECONDES

source potentielle d'erreur inhérente à tous les traitements numériques discrets des signaux en temps réel[13]. Dans le cas de ce système à l'échelle pilote qui possède un entraînement de racloir relativement rapide, il serait nécessaire d'échantillonner au moins toutes les 30 secondes pour recréer le véritable signal correspondant aux matières en suspension dans le courant des BAR et éviter toute erreur d'échantillonnage. Bien entendu, des décanteurs grandeur réelle se comporteront différemment, mais là encore la vitesse du racloir et les caractéristiques des boues flottantes influenceront les caractéristiques du courant de fond.

Le tableau 15 résume les besoins d'étalonnage et d'entretien des quatre capteurs Monitek CLAM 52-LE situés dans le système d'usine pilote en parallèle. Ces capteurs sont des appareils mécaniquement fiables ayant peu besoin de réparation. Il est essentiel toutefois de disposer d'un stock de pièces de rechange pour effectuer rapidement les réparations des parties défectueuses. Il fallait beaucoup moins de travail pour maintenir l'étalonnage de l'instrument que pour effectuer l'entretien. La caractéristique d'auto-nettoyage était tout à fait satisfaisante et elle éliminait le nettoyage manuel. Il serait souhaitable d'avoir un meilleur étalonnage et une plus grande précision pour ces instruments, mais les problèmes inhérents à la mise en relation des mesures photométriques et des mesures gravimétriques s'opposeront toujours à l'amélioration des résultats. On a observé au cours du temps que les capteurs donnant des lectures satisfaisantes à un niveau de concentration ne donnent pas des résultats satisfaisants à des concentrations plus basses ou plus élevées. Celles-ci exigent un réétalonnage. Normalement, il n'y a pas de variation rapide et importante de la concentration de matière en suspension dans le liquide mixte; tandis qu'elles peuvent se produire dans le cas des matières en suspension dans les boues recyclées en raison des variations de la charge du décanteur, du débit du courant de fond ou des méthodes d'élimination des boues. Les méthodes d'étalonnage en direct doivent être étudiées et perfectionnées.

3.3 Matières en suspension dans l'effluent

La fonction clarification du séparateur solide-liquide des systèmes à boues activées est essentielle au maintien d'une qualité acceptable de l'effluent. Dans les systèmes à boues activées bien conçus et bien utilisés, la DBO_5 de l'effluent filtré n'est habituellement qu'une faible fraction de la DBO_5 de l'effluent total, en raison de la perte de matières biologiques dans l'effluent. L'absence de séparateur solide-liquide peut entraîner des pertes importantes de matières solides dans l'effluent. Ces facteurs montrent l'importance d'une mesure efficace de la quantité de matières en suspension

TABLEAU 15 BESOINS D'ENTRETIEN ET D'ÉTALONNAGE DES CAPTEURS MONITEK CLAM 52-LE POUR MATIÈRES EN SUSPENSION*

Date j/m/a	Problème	Mesure
24/10/79	Capteur 1, cellule photo défectueuse	Remplacée
15/11/79	Capteur 2, faible signal	Étalonnage ajusté de 200 mg/L
10/3/80	Capteurs 2 et 4 "dérivent", Capteur 1 commence à dériver	Capteurs 1, 2, 4 réétalonnés
24/3/80	Capteur 3 donne constamment un signal élevé	Capteur 3 réétalonné
5/5/80	Capteur 1, signal trop fort, "dérive"	Capteur 1 réétalonné
27/5/80	Capteur 4, signal trop fort, "dérive"	Capteur 4 réétalonné
6/6/80	Capteur 4, signal trop fort, "dérive"	Capteur 4 réétalonné
7/7/80	Capteur 1, impossible d'atteindre le zéro à l'étalonnage	Capteur 1 remplacé par capteur de rechange
7/7/80		Capteur 3 réétalonné
7/7/80		Capteur 2 réétalonné, joint de nettoyage remplacé
28/7/80	Capteur 1 imprécis aux faibles valeurs	Capteur 1 réétalonné

* Capteur 1 désigne MSBAR n° 1
Capteur 2 désigne MSLM n° 1
Capteur 3 désigne MSBAR n° 2
Capteur 4 désigne MSLM n° 2

dans l'effluent pour les besoins de la surveillance et de la régulation. La régulation du temps de séjour des matières solides (TSM) exige également la mesure précise des matières perdues non intentionnellement dans l'effluent pour calculer le bilan massique nécessaire à la régulation.

Pour comparer quatre capteurs de turbidité photométrique, on a procédé à un essai de deux semaines. Trois de ces capteurs (Lisle-Metrix DRT 285, Eur Control MEX2-FAK100, Hach Surface Scatter 5) étaient du type traversé par le courant, tandis que l'un (Monitek CLAM 53) était du type auto-nettoyant. Les capteurs étaient montés en série sur le conduit de l'effluent de l'usine pilote. La turbidité a été reliée à la quantité de matière en suspension, déterminée par analyse gravimétrique, pour juger les appareils. L'un d'eux (Eur Control) ne convenait pas à l'échelle de l'usine pilote parce qu'il exigeait des débits beaucoup plus élevés pour empêcher la formation de biofilms sur les surfaces

optiques. Pour alimenter les capteurs, on a utilisé une pompe rotative à engrenages. Cette pompe permettait de disperser les flocs importants présents dans l'effluent du décanteur.

Pour les trois capteurs restants, on a observé des corrélations similaires entre la réaction de l'instrument et les résultats de l'analyse gravimétrique. Les trois appareils avaient des coefficients de corrélation supérieurs à 0,95. En se fondant sur la facilité d'étalonnage, la disponibilité et le prix, on a choisi le capteur Lisle-Metrix DRT 285 pour l'utilisation subséquente dans l'usine pilote.

L'étalonnage initial de l'instrument était pénible. Pour l'étalonnage, on recirculait constamment des eaux usées contenant initialement environ 100 mg/L de matières en suspension; toutefois, on a constaté deux difficultés. D'abord, les matières solides avaient tendance à adhérer aux surfaces du bassin de recirculation. Deuxièmement, on suppose que la granulométrie des particules évoluait au cours de l'étalonnage, en raison de la dispersion permanente occasionnée par la pompe de circulation. On estime que ces facteurs étaient responsables d'une dérive de l'instrument pendant le temps nécessaire à la stabilisation et à l'étalonnage. On a constaté également que de grandes modifications dans le réglage de l'échelle totale interféraient avec le calage de zéro, que nécessitait des modifications répétées de l'étalonnage. Pour toutes ces raisons et pour économiser du temps, on décida de se reporter à une corrélation linéaire entre l'instrument et les résultats gravimétriques plutôt qu'à une correspondance 1/1.

La figure 13 montre la comparaison entre les lectures du capteur DRT 285 et les résultats de l'analyse gravimétrique pour la période d'évaluation préliminaire de deux semaines. Durant cette période, une pompe assurait un débit d'effluent du décanteur secondaire de 2 L/min dans l'instrument. Le décanteur a été utilisé avec toute une gamme de charges et de taux de recyclage pour modifier la quantité de matières en suspension dans l'effluent. Cette modification était difficile, mais la figure 13 montre que l'on a obtenu une vaste gamme de réactions du procédé. On a ainsi obtenu une réaction linéaire avec un taux de corrélation élevé (R = 0,96) entre les résultats donnés par le capteur et ceux de l'analyse gravimétrique, pendant la période de deux semaines. Il est clair que les données ne sont pas distribuées de part et d'autre de la diagonale. Un test t sur des données appariées a montré une différence significative entre les résultats de l'instrument et ceux de l'analyse gravimétrique comme on pouvait s'y attendre vu la procédure d'étalonnage suivie.

Le fidélité de l'instrument a été déterminée par la somme résiduelle mesurée des carrés à partir de la régression linéaire des données figurant à la figure 13. Ceci a

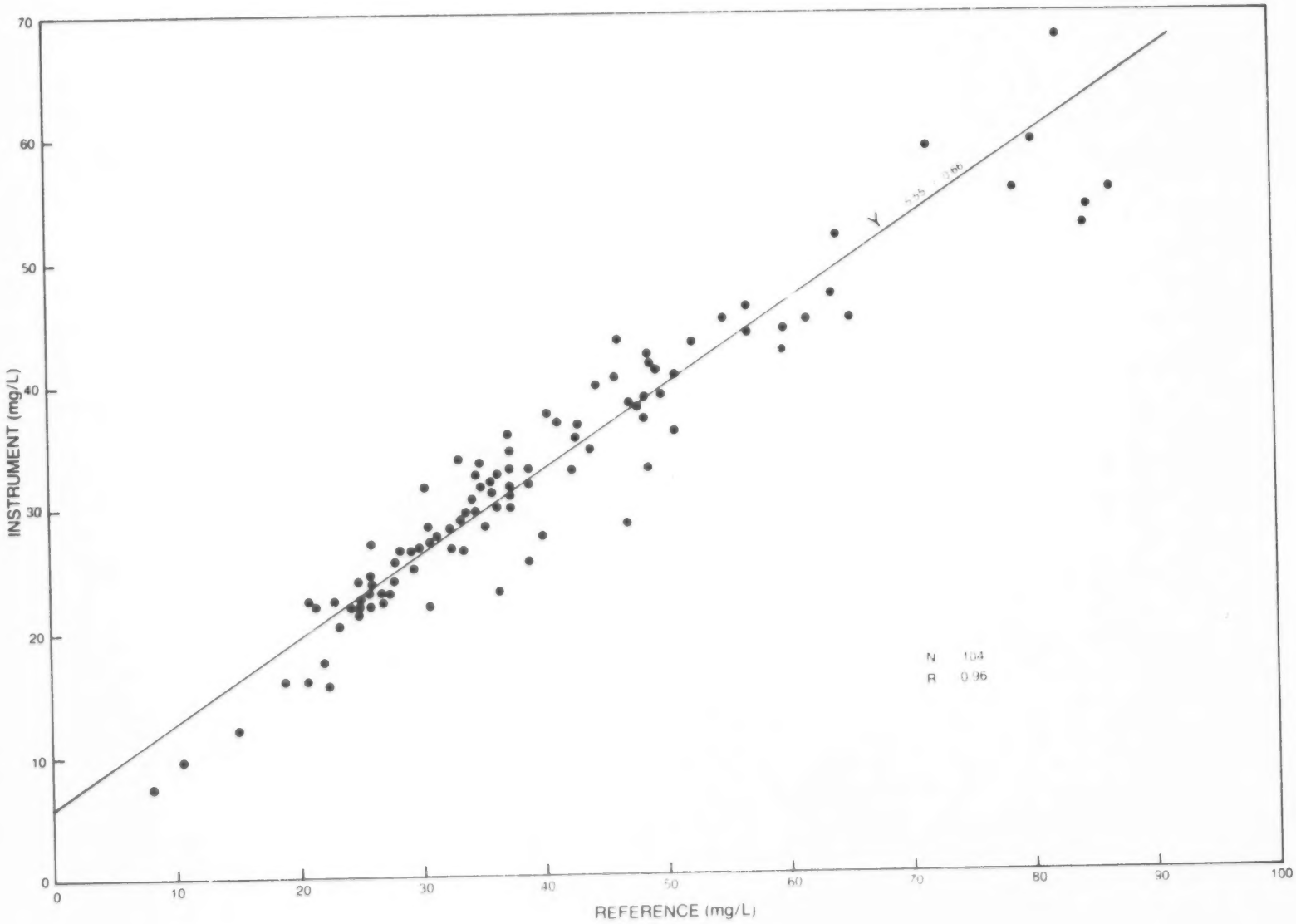


FIGURE 13 ÉVALUATION PRÉLIMINAIRE DU CAPTEUR POUR MATIÈRES EN SUSPENSION DANS LES EFFLUENTS

conduit au calcul d'un écart-type de l'instrument de 3,5 mg/L. Cette erreur est dans les limites de répétabilité données par le fabricant. L'écart-type de 2,1 mg/L de la méthode de référence gravimétrique a été déterminé de façon indépendante à partir d'un ensemble de 118 mesures en double obtenu pendant une période de trois semaines en février 1979.

Après la période d'évaluation préliminaire de deux semaines, des turbidimètres DRT 285 furent installés pour surveiller les trop-pleins des décanteurs primaires de chacune des deux usines pilotes en parallèle. La figure 14 montre les résultats obtenus durant les périodes de neuf et sept mois avec ces capteurs. Le tableau 16 résume les résultats de l'évaluation à plus long terme basée sur des données appariées et une analyse de régression linéaire. L'écart-type de l'instrument pour les capteurs DRT 285 de mesure des matières en suspension dans l'effluent a été calculé de trois façons distinctes:

i) au moyen de l'écart-type de référence déterminé au laboratoire qui était de 2,1 mg/L.

ii) au moyen de l'écart-type de référence de 5,2 mg/L déterminé d'après la section 208 D des Standard Methods[12].

iii) au moyen de la variance résiduelle calculée après avoir établi la relation linéaire entre les données de l'instrument et les résultats de l'analyse gravimétrique.

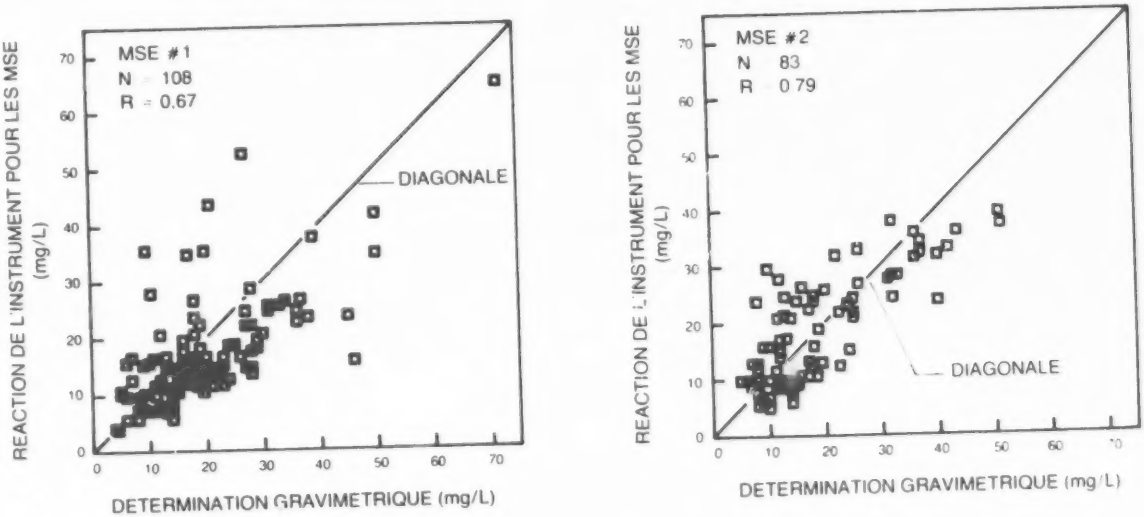


FIGURE 14 RELATION ENTRE LA RÉACTION DE L'INSTRUMENT POUR LES MATIÈRES EN SUSPENSION ET LA DÉTERMINATION GRAVIMÉTRIQUE

TABLEAU 16 PERFORMANCE DES CAPTEURS DE MESURE DES SOLIDES EN SUSPENSION DANS L'EFFLUENT

Capteur	Nombre de données	Durée de l'évaluation (mois)	Différence moyenne (mg/L)	Différence significative par rapport à zéro, $P_{0,05}$	S_I* (mg/L)	S_I** (mg/L)	S_I*** (mg/L)
MSE n° 1	108	9	2	Oui	8	5	7
MSE n° 2	83	7	0	Non	6	non mesurable	6

* basé sur un écart-type de référence de 2,1 mg/L déterminé à partir des essais en laboratoire du CTEU.
** basé sur un écart-type de référence de 5,2 mg/L déterminé selon les Standard Methods, Section 208D[12].
*** basé sur une analyse par régression.

On a choisi ces divers modes de calcul pour obtenir une estimation de la gamme des valeurs S_1 à laquelle on pouvait s'attendre en utilisant les diverses estimations de la variance de référence. Les résultats de la régression linéaire et ceux du laboratoire étaient en étroit accord, tandis que les résultats des Standard Methods conduisaient à une sous-estimation de l'erreur de l'instrument dans au moins un cas. Dans l'ensemble, il semble possible d'obtenir un écart-type moyen de l'instrument d'environ 5 mg/L sur une période de plusieurs mois. La différence moyenne entre les résultats donnés par le capteur et ceux de l'analyse gravimétrique sont statistiquement significatifs (tableau 16) dans un cas, mais la différence était faible, puisqu'elle n'était que de 2 mg/L.

Il convient de relier avec prudence les mesures photométriques des matières en suspension et les mesures gravimétriques de celles-ci, en raison des fluctuations dans la taille, la forme et les propriétés optiques des particules[12]. Dans la présente étude, des matières en suspension floculées par des moyens biologiques ont été utilisées pour l'étalonnage, mais ceci ne garantit pas un étalonnage exact permanent. Avec le temps, on sait que les caractéristiques des particules se modifient en raison de la dispersion des flocs ou de la formation de micro-organismes filamenteux. Ces changements n'ont pas été quantifiés dans la présente étude et leur effet sur les mesures photométriques reste inconnu.

Considérant la quasi égalité entre l'écart-type estimé de l'instrument et l'écart-type fourni par les Standard Methods[12] pour les matières mesurées par des moyens gravimétriques, l'instrument devrait être utile pour mesurer de façon continue la quantité de matières en suspension présentes. D'après les résultats, il est clair que les données photométriques et gravimétriques sont indentiques si l'on considère la moyenne à long terme, mais qu'il peut exister des écarts instantanés entre les deux techniques d'analyse. En moyenne, l'instrument photométrique peut donner des renseignements valables sur le procédé, du point de vue de l'exploitation de l'usine, et il peut aider à calculer un bilan massique continu pour l'ensemble du système.

Les analyseurs de matières en suspension dans l'effluent exigeaient un entretien relativement fréquent. L'absence de mécanismes d'auto-nettoyage exigeait le remplacement fréquent ou le nettoyage des cellules parcourues par le courant. Le tableau 17 résume la fréquence de remplacement des cellules et d'étalonnage des deux capteurs. Pendant les périodes de forte humidité ambiante, la condensation sur la surface extérieure de la cellule était également un problème difficile à prévenir avec cet instrument.

TABLEAU 17 BESOINS D'ENTRETIEN ET D'ÉTALONNAGE DES TURBIDIMÈTRES LISLE-METRIX DRT-285

Date	Besoin
7/1/80	Cellules remplacées et capteurs réétalonnés
30/1/80	Capteur 1, étalonnage ajusté
27/2/80	Capteurs 1 et 2, réétalonnés
5/3/80	Capteur 1, cellule remplacée
7/3/80	Capteur 2, cellule remplacée
25/3/80	Capteurs 1 et 2, cellules remplacées
2/4/80	Capteurs 1 et 2, cellules nettoyées
28/4/80	Capteur 1, cellule remplacée
5/5/80	Capteur 2, cellule remplacée; capteur 1, cellule nettoyée
15/5/80	Capteurs 1 et 2, cellules remplacées
22/5/80	Capteurs 1 et 2, cellules remplacées
2/6/80	Capteurs 1 et 2, cellules remplacées
18/6/80	Capteur 2, cellule remplacée
15/7/80	Capteurs 1 et 2, cellules remplacées
28/7/80	Capteur 1, cellule remplacée
11/8/80	Capteurs 1 et 2, cellules remplacées
25/8/80	Capteurs 1 et 2, cellules remplacées
1/9/80	Capteur 1, cellule remplacée
2/9/80	Capteur 2, cellule remplacée
15/9/80	Capteurs 1 et 2, cellules remplacées
22/9/80	Capteurs 1 et 2, cellules remplacées
20/10/80	Capteurs 1 et 2, cellules remplacées

3.4 Matières en suspension dans l'affluent

Un analyseur auto-nettoyant de matières en suspension Monitek 53-LE a été installé pour surveiller la quantité de matières présentes dans l'effluent du décanteur primaire alimentant l'usine pilote. La figure 15 montre la relation entre les données de l'instrument et les données gravimétriques pour une période d'essai de deux semaines. On voit que la relation linéaire présente un coefficient de corrélation de 0,84. On ne s'attendait pas à obtenir une correspondance parfaite entre les données de l'instrument et

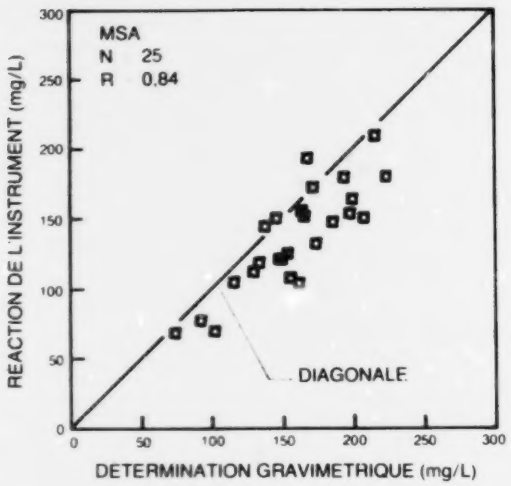
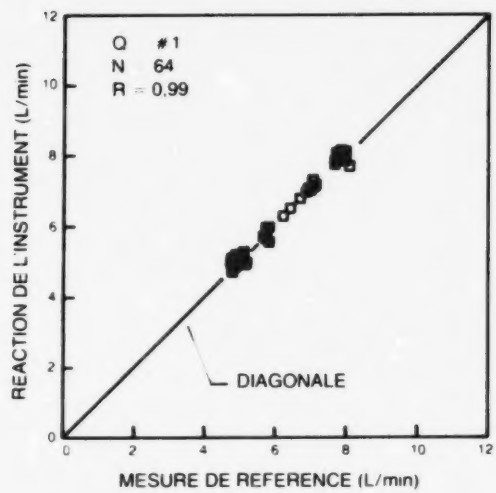


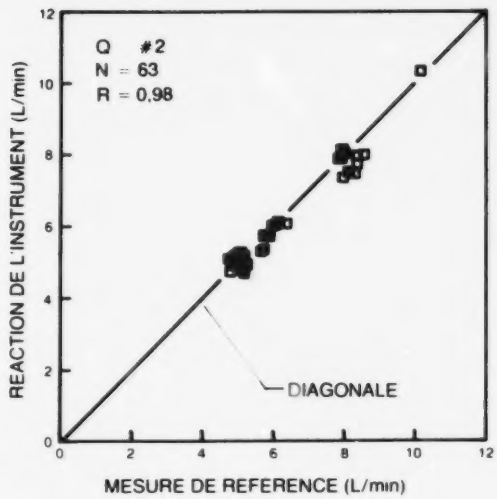
FIGURE 15 RELATION ENTRE LA RÉACTION DE L'INSTRUMENT ET LA DÉTERMINATION GRAVIMÉTRIQUE POUR LES MATIÈRES EN SUSPENSION DANS L'AFFLUENT

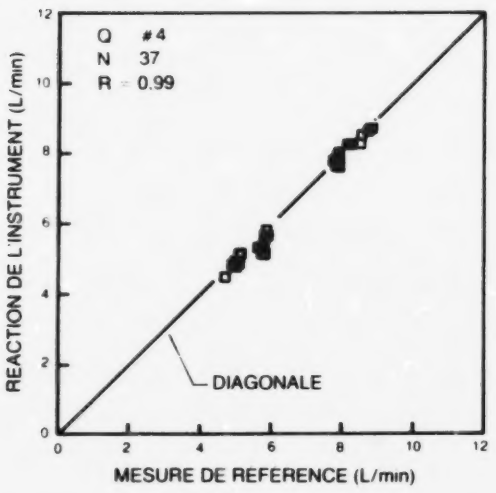
les résultats gravimétriques, puisqu'on l'utilisait directement tel qu'il nous était parvenu du fabricant, sans étalonnage. L'analyse des différences entre les observations et une régression linéaire ajustée passant au milieu des données a fourni un écart-type de l'instrument de 20 mg/L de matières en suspension, en comparaison avec un écart-type de référence de 4,6 mg/L déterminé à partir de mesures gravimétriques de la quantité de matières en suspension dans l'effluent primaire au CTEU.

3.5 Débits d'alimentation et de recyclage

Les débits d'alimentation et de recyclage à l'usine pilote étaient enregistrés au moyen de débitmètres magnétiques. Ces appareils fonctionnent sur le même principe que les instruments plus grands, mais en réalité ils leur ressemblent peu au point de vue taille. Chaque instrument était évalué périodiquement en mesurant le débit réel au moyen d'un seau et d'un chronomètre. Les résultats des comparaisons pour quatre débitmètres différents sont donnés à la figure 16. Chaque instrument était en corrélation étroite avec le débit mesuré par la méthode de référence; la corrélation la plus faible étant de 0,98. Le tableau 18 donne les différences moyennes entre l'instrument et la méthode de référence et les écarts-types calculés pour les quatre débitmètres magnétiques utilisés. La valeur de la différence la plus importante, 0,2 L/min, représente 2,9% du débit moyen de 6,8 L/min pendant toute la période. Tous les débitmètres étaient construits pour des







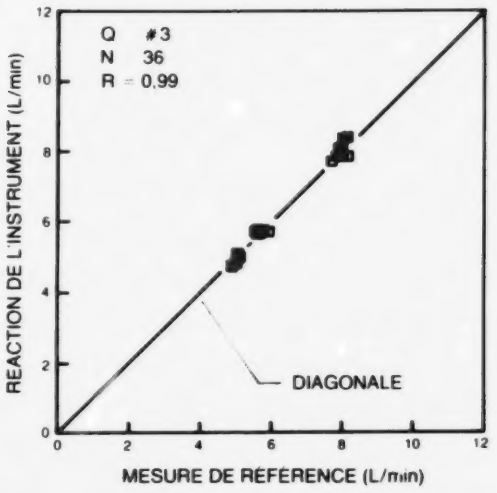


FIGURE 16 **RELATION ENTRE LA RÉACTION DES DÉBITMÈTRES MAGNÉTIQUES ET LES MESURES DE RÉFÉRENCE (VOLUME/TEMPS)**

TABLEAU 18 RENDEMENT DES DÉBITMÈTRES MAGNÉTIQUES

Capteur	Nombre de données	Durée de l'évaluation (mois)	Différence moyenne (L/min)	Différence significative par rapport à zéro $P_{0,05}$	S_I (L/min)
Q n° 1	64	5	0.05	Oui	0.14
Q n° 2	63	5	0.10	Oui	0.25
Q n° 3	36	4	0.01	Non	0.13
Q n° 4	37	4	0.20	Oui	0.18

débits maximums de 45 L/min, mais on avait modifié l'échelle pour obtenir une déviation complète à 12 L/min.

Les écarts-types calculés étaient basés sur les résidus après ajustement des données à une ligne droite, ce qui minimisait la contribution de l'erreur due à un étalonnage de moindre qualité. La précision relative est d'environ 3,7% du débit moyen dans le pire des cas et 2,5% si on se base sur la moyenne des valeurs de S_I. Aux débits absolus plus élevés, ces valeurs seraient dans les limites des spécifications du fabricant.

Étant donné qu'il existait des débitmètres magnétiques au CTEU, on n'a pas considéré d'autres types de capteurs pour l'usine pilote. Parmi les autres capteurs existant de mesure de débit en canalisation fermée citons les capteurs à chute de pression et les capteurs à ultra-sons. Il existe également un certain nombre de débitmètres de canal ouvert. Russell[14] a récemment fait un résumé de certains des avantages et des inconvénients des divers types de débitmètres, en mentionnant les exigences relatives à l'étalonnage et à l'entretien. Le débit est peut-être le paramètre le plus important des usines d'épuration des eaux usées. Une installation, un entretien et un étalonnage soignés sont donc essentiels pour garantir la qualité des mesures de débit. L'évaluation des débitmètres à l'échelle pilote ne donne guère de renseignements sur le comportement des appareils des usines grandeur réelle, étant donné les variations dues à l'utilisation de la totalité de l'échelle et les différences du milieu ambiant. Une des considérations importantes est la possibilité de vérifier l'étalonnage de l'instrument lorsqu'on utilise la totalité de l'échelle. La méthode du seau et du chronomètre n'est pas toujours possible en grandeur réelle, mais il existe toutefois d'autres possibilités:

i) comparaison des courbes de débit des pompes, ce qui a l'avantage supplémentaire de permettre la vérification des pompes en même temps;

ii) détournement du courant vers d'autres débitmètres;

iii) somme des débits de tous les courants au moyen de débitmètres totalisateurs;

iv) techniques de dilution de traceurs;

v) utilisation de réservoirs de secours ou temporairement disponibles pour mesurer le volume en fonction du temps (méthode identique à celle du seau et du chronomètre).

Seule la méthode v) est exempte de défaut, mais elle n'est que rarement possible. Ces facteurs démontrent que des instruments pour la mesure du débit qui peuvent être enlevés pour réétalonage complet sont fortement recommandés pour des usines à grandeur réelle.

3.6 Température

La température a été surveillée en utilisant un capteur de température à résistance monté de façon à être traversé par le courant. Nous n'avons enregistré aucun problème avec ce type d'appareil de surveillance et l'on a obtenu des mesures très précises (± 0,02 °C) de la température (figure 17).

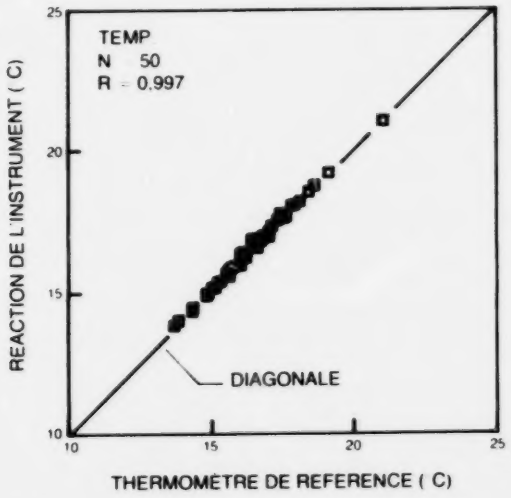


FIGURE 17 RELATION ENTRE LE CAPTEUR DE TEMPÉRATURE À RÉSISTANCE ET LE THERMOMÈTRE DE RÉFÉRENCE

3.7 Carbone organique filtrable (COF)

Comme méthode d'analyse du COF, nous avons choisi le principe de l'oxydation à basse température par le persulfate et l'ultraviolet, mise au point par Goulden[15,16].

Avec l'effluent secondaire, des problèmes constants de bouchage du tube de l'instrument en raison de l'accumulation de biofilms et de cristaux de persulfate ont constamment gêné l'analyse. Parmi les autres problèmes rencontrés citons l'humidité et la condensation dans le tube à gaz de l'analyseur infrarouge et des arrêts dus à des surpressions ou à des surchauffes. On a également noté deux pannes de la lampe et de l'alimentation en énergie. Après plusieurs mois de fonctionnement insatisfaisant, on a demandé au fabricant de résoudre ces problèmes. Après qu'il ait réglé l'interrupteur de surpression et nous ait conseillé de modifier le système de refroidissement à air de la lampe UV, nous n'avons plus eu de problèmes de pression et de température. Par la suite, le CTEU a décidé d'utiliser un condenseur à eau froide pour éliminer l'humidité dans l'appareil infrarouge et pour améliorer l'étalonnage. L'acidification de l'échantillon au filtre continu à ruban de papier a permis d'éliminer l'accumulation microbienne et l'encrassement du tube d'alimentation. On en a conclu que ces accumulations, partiellement dues à des croissances bactériennes, dans le tube avant l'acidification au niveau du filtre, était responsable des problèmes de bouchage en aval. Un filtre à ruban de papier à pores de 52 µ (Technicon) a été situé en série avec le Foxfilter pour améliorer l'élimination des matières en suspension. Après ces efforts, l'analyseur a fonctionné correctement dans le dosage de l'effluent secondaire moyennant une dépense approximative de 0,5 à 1,0 journée-personne semaine pour l'étalonnage et l'entretien systématique, notamment le changement des tubes, l'apport de produits chimiques et le changement de la bouteille d'oxygène. Avec cet instrument, le pré-traitement de l'échantillon est essentiel si on veut l'utiliser efficacement.

La figure 18 résume les résultats obtenus avec l'analyseur en direct de COF pendant cinq jours de fonctionnement au cours d'une période d'un mois. En se basant sur des données appariées, la différence moyenne entre l'instrument en direct et l'analyse de référence (analyseur Beckman Model 915) était de 1 mg/L avec un écart-type de l'instrument de 1,2 mg/L. Moyennant un conditionnement approprié de l'échantillon et un entretien soigné, cette méthode analytique peut donner des renseignements valables sur le fonctionnement. Il semble donc que cet instrument puisse être utilisé pour surveiller le COF de l'effluent primaire (affluent); toutefois, ceci n'a pas encore été essayé avec les modifications de conditionnement de l'échantillon mentionnées ci-dessus.

Une quantité limitée de données sur le COF de l'affluent avant les modifications de l'instrument est donnée à la figure 19. On voit immédiatement que la réaction de l'instrument était généralement inférieure à celle de l'instrument de référence Beckman, bien qu'on y constate une relation linéaire. Les difficultés d'entretien (bouchage, panne

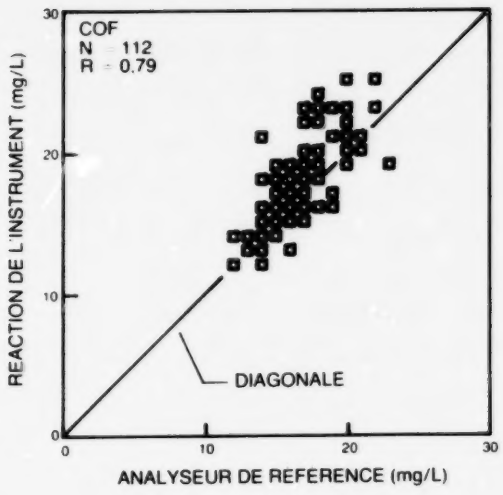


FIGURE 18 RELATION ENTRE LA RÉACTION DE L'INSTRUMENT ET LES RÉSULTATS DE L'ANALYSEUR DE RÉFÉRENCE POUR LE COF DANS L'EFFLUENT

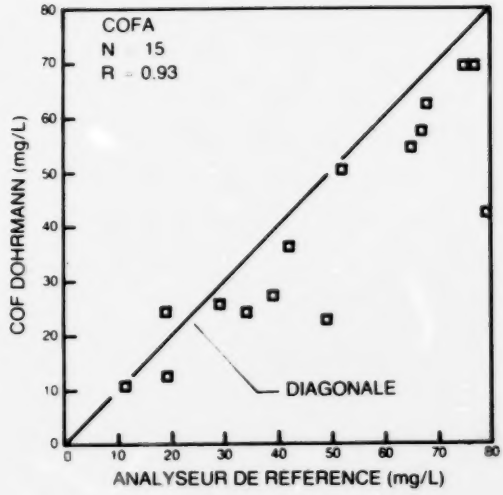


FIGURE 19 RELATION ENTRE LA RÉACTION DE L'INSTRUMENT ET LES RÉSULTATS DE L'ANALYSEUR DE RÉFÉRENCE POUR LE COF DANS L'AFFLUENT

électrique, étalonnage) ont empêché l'obtention de plus de données avant que l'instrument ne soit placé dans les courants d'effluent de l'usine et que l'on ait tenté les modifications indiquées.

3.8 Mesure du pH

La mesure du pH a été effectuée dans l'alimentation du décanteur primaire, au moyen d'une électrode d'un type non autonettoyant, et dans les réservoirs d'aération, au moyen de deux cellules traversées par le courant. La figure 20 montre la relation entre l'électrode du type sonde et un analyseur de référence Orion Modèle 404 pendant une période de cinq mois. Cinq mesures notablement supérieures à la diagonale (figure 20) se sont produites de façon séquentielle pendant un mois avant que l'on ne remédie à la situation. Si on exclut ces données, l'instrument et l'appareil de référence avaient une différence moyenne de 0,06 unité et un coefficient de corrélation de 0,97. En se basant sur des données appariées, la valeur de S_I a été calculée à 0,08 unité, ce qui est approximativement égal à la valeur acceptée pour les électrodes utilisées dans les conditions normales[5]. La figure 20 montre les données pour un capteur de pH du type traversé par le courant. La différence moyenne entre le capteur et la référence était de 0,02 unité avec une valeur de S_I de 0,05 unité. Le deuxième capteur de type traversé par le courant a présenté une différence moyenne de 0,10 unité et une valeur S_I de 0,09 unité.

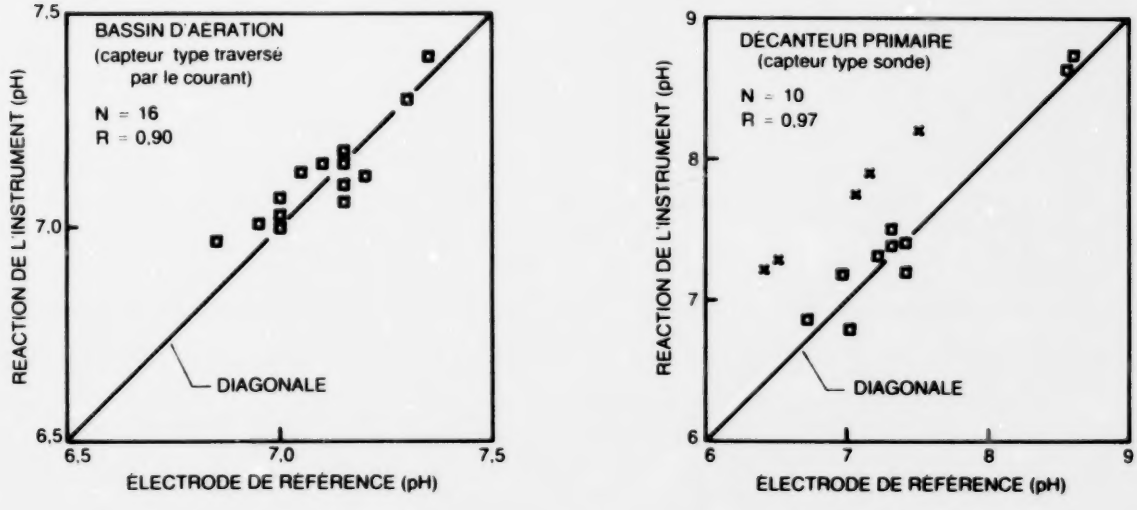


FIGURE 20 RELATION ENTRE LA RÉACTION DE L'INSTRUMENT ET L'ÉLECTRODE DE RÉFÉRENCE POUR LE pH

4 ÉCHANTILLONS DE DONNÉES COMPILÉES PENDANT LA SURVEILLANCE D'UNE USINE

4.1 Données en direct provenant des instruments de traitement

Les données étaient présentées sous trois formes au personnel faisant fonctionner l'usine: un résumé graphique pour 24 heures, un tableau donnant les moyennes sur 15 minutes ayant servi au résumé graphique, et un rapport quotidien résumé des paramètres de traitement obtenus en direct ainsi que des données fournies par le laboratoire. Chacune des trois formes présente des points de vue différents sur les données produites. Le résumé graphique est, de loin, la forme qui donne le plus d'informations et qui est la plus facile à interpréter ou à mettre en question d'un coup d'oeil; cependant, avec l'imprimante utilisée, il fallait environ une heure-personne par jour pour tracer les graphiques. Toutefois, l'opération pourrait facilement être automatisée. La mise en tableau des données utilisées pour produire les graphiques pourrait être effectuée en moins de cinq minutes chaque jour. Cette approche fournissait un résumé très rapide de toutes les données instrumentales que l'on pouvait parcourir pour relever les incohérences ou suivre les tendances et les événements. Cependant, les résumés graphiques sont en général plus faciles à consulter. Le rapport quotidien résumé n'était pas aussi utile que les deux autres formes de présentation des données et il demandait passablement de temps du personnel et de temps d'ordinateur. C'est pourquoi il est tombé en désuétude et fut abandonné. Une autre difficulté reliée à la production de ce rapport provenait du fait qu'il fallait régulièrement plusieurs jours pour compiler les données autonomes recueillies en laboratoire et que leur introduction en mémoire de façon manuelle demandait beaucoup de temps.

Des représentations graphiques des mesures primaires de chaque variable étaient produites pour chaque période de 24 h. Pour des questions pratiques, des moyennes sur 15 minutes de chaque variable primaire étaient utilisées dans le rapport. Elles étaient basées sur 180 mesures discrètes à intervalles de 5 secondes. Pour certaines variables (p. ex. le débit, l'OD), on pourrait envisager de faire la moyenne sur une période plus courte, afin de déceler tout changement dynamique; cependant, cela ne fut pas considéré nécessaire puisque les conditions critiques pouvaient être repérées au moyen des mesures discrètes. Pour les autres variables (p. ex. MSLM, température), on pourrait envisager de faire la moyenne sur des intervalles plus longs, car les changements dynamiques sont considérablement plus lents. Les investissements relativement faibles que demandent les mémoires et le stockage rendent possibles, si nécessaire, la compila-

tion de grandes quantités de données à des coûts assez bas. Par exemple, avec le système HP 1000 muni d'une mémoire à disques de 120 M-octets, l'investissement demandé était d'environ 0,04 $/100 nombres réels. Ainsi, le coût de stockage des moyennes sur 15 minutes pour chaque mesure primaire n'était que d'environ 0,04 $ par jour.

Pour illustrer l'efficacité de la présentation graphique des données en direct, on donne des exemples pour chaque variable primaire.

4.2 Oxygène dissous et débit d'air

Le meilleur indicateur dynamique de la réaction de procédé de traitement par boues activées aux changements de charges brutes ou à l'inhibition est la concentration en OD. C'est aussi une variable importante du point de vue énergétique, car, dans les systèmes à boues activées, les dépenses d'énergie proviennent surtout de l'aération. Dans des conditions de régulation de l'OD, le débit d'air devient l'indicateur dynamique des conditions de charges ou de traitement. L'OD ou le débit d'air sont fortement fonctions de l'activité biologique.

La figure 21 illustre ces principes dans le cas de deux usines pilotes parallèles à mélange complet recevant une charge identique. Dans un cas, le débit d'air était modifié de façon automatique pour que la concentration en OD atteigne une valeur de consigne. Dans l'autre cas, le débit d'air était régularisé à une valeur de consigne, ce qui donnait une concentration en OD variable dans le réacteur. D'après la figure 21, il est évident que la variation du débit d'air dans le cas où la concentration en OD est fixée à la valeur de consigne correspondait à la variation de la concentration en OD dans le cas où le débit d'air était constant. Ces données montrent aussi le degré de variation de la concentration en OD observée dans un réacteur à boues activées soumis aux variations diurnes des charges hydrauliques et organiques lorsque le débit d'air (cas de la régulation manuelle) est suffisant pour éviter des conditions d'anaérobie et d'anoxie à la charge de pointe. Le degré de variation est régi par plusieurs facteurs[17]:

- perturbations hydrauliques des eaux usées affluentes ou des boues activées recyclées,
- modifications du mode d'alimentation,
- perturbations organiques,
- nitrification,
- dénitrification,
- perturbations toxiques,
- recyclage d'autres circuits du procédé, p.ex. digesteur,

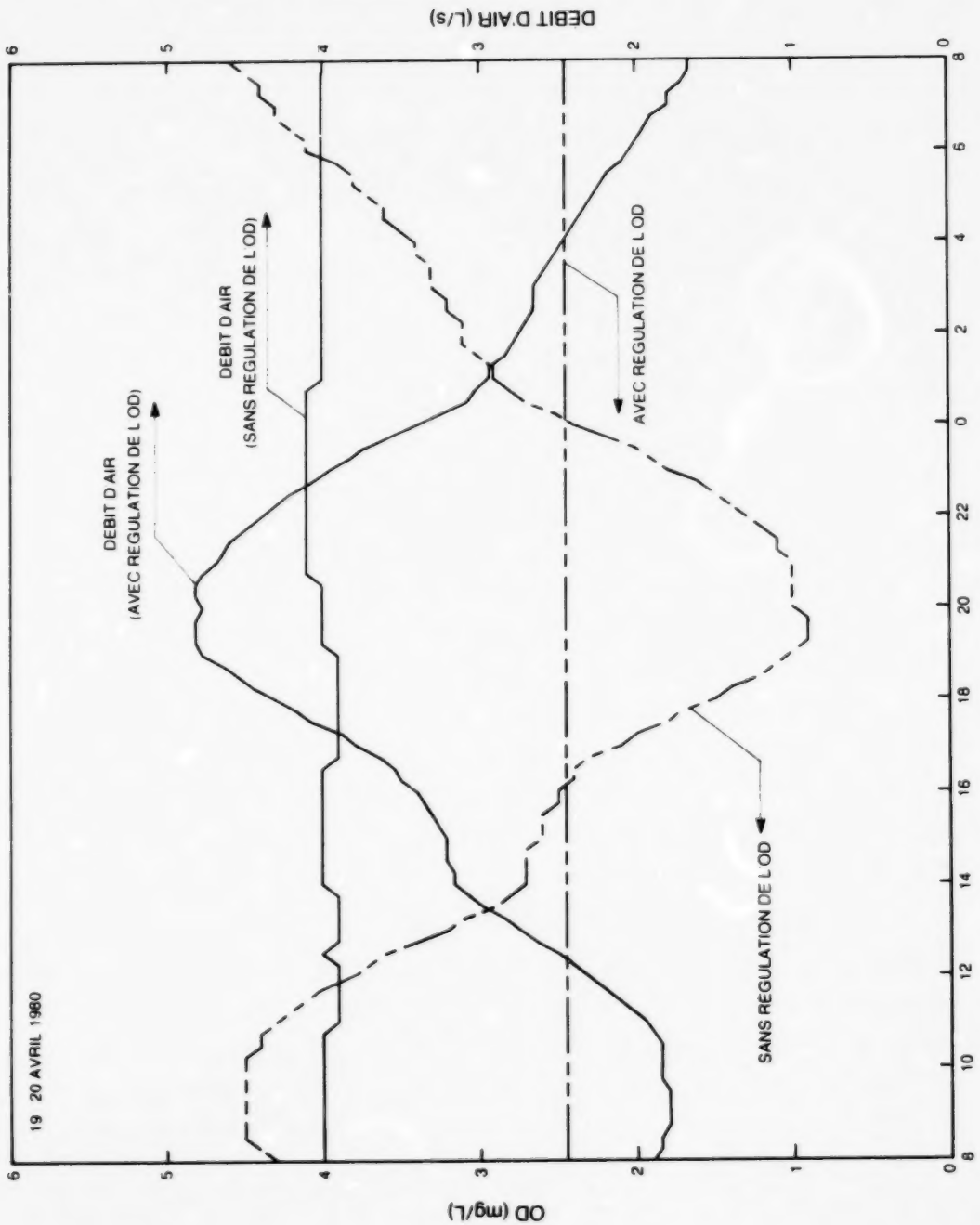


FIGURE 21 MESURES EN DIRECT DE L'OD ET DU DÉBIT D'AIR POUR UNE PÉRIODE DE 24 h AUX USINES PILOTES PARALLÈLES

- perturbations de l'apport d'air ou d'oxygène, ou de l'efficacité d'échange de l'air,
- modifications des modes de rejets des boues excédentaires ou du temps de rétention des matières solides (TRM).

Beaucoup des perturbations ci-dessus ne sont pas faciles à mesurer directement. La mesure de l'OD et de sa variation, ou réciproquement du débit d'air dans le cas de la régulation de l'OD, pourrait permettre de tirer des conclusions au sujet de certaines de ces perturbations par traitement informatisé en direct[17]. Par exemple, si l'on peut considérer que le coefficient d'échange d'O_2 est fonction directe du débit d'air ou qu'il peut être mesuré de façon dynamique, on peut alors doser automatiquement le taux de consommation d'oxygène (TCO) ou le taux de consommation d'oxygène spécifique (TCOS), qui correspondent aux taux de respiration des micro-organismes. Ces taux permettraient d'estimer d'autres paramètres comme le taux de croissance et les besoins en matières nutritives.

À la figure 21, l'examen du tracé des données correspondant aux moyennes sur 15 minutes montre la performance des électrodes à OD sur une période de 24 h. Étant donné ce genre de performance, que l'on a observée de façon constante, il est réaliste de faire l'hypothèse que la mesure en direct de l'OD est un moyen acceptable pour contrôler et régulariser les systèmes à boues activées. Dans des conditions de régulation de l'OD, on peut suivre la performance du régulateur en mesurant l'OD et la réaction du procédé par le débit d'air. Dans des conditions de débit d'air constant, la réaction du procédé à des charges variables ou toxiques peut être suivie par contrôle de la concentration en OD. La figure 22 compare la réaction de l'électrode à OD à des réglages intermittents du débit d'air (système régularisé de façon manuelle) et au réglage automatique du débit d'air à l'autre usine. L'électrode à OD réagissait rapidement à un réglage du débit d'air, le temps de réaction maximal se situant entre 0,7 et 1 heure, d'après les deux fortes augmentations du débit d'air dans le système régularisé manuellement. On devrait tenir compte de la réaction dynamique de l'électrode en fonction de l'application.

4.3 Débits des eaux résiduaires et des boues activées recyclées

Pour l'exploitation de l'usine pilote, des débitmètres magnétiques servaient à émettre les signaux de rétroaction commandant les pompes à vitesse variable alimentant chaque bassin d'aération. Comme un mini-ordinateur était utilisé, la valeur de consigne du débit d'alimentation brute était programmée de façon à reproduire une variation diurne. Les valeurs de consigne étaient automatiquement modifiées à intervalles de 10 minutes de façon à assurer une variation assez douce. Un mode simple était choisi pour

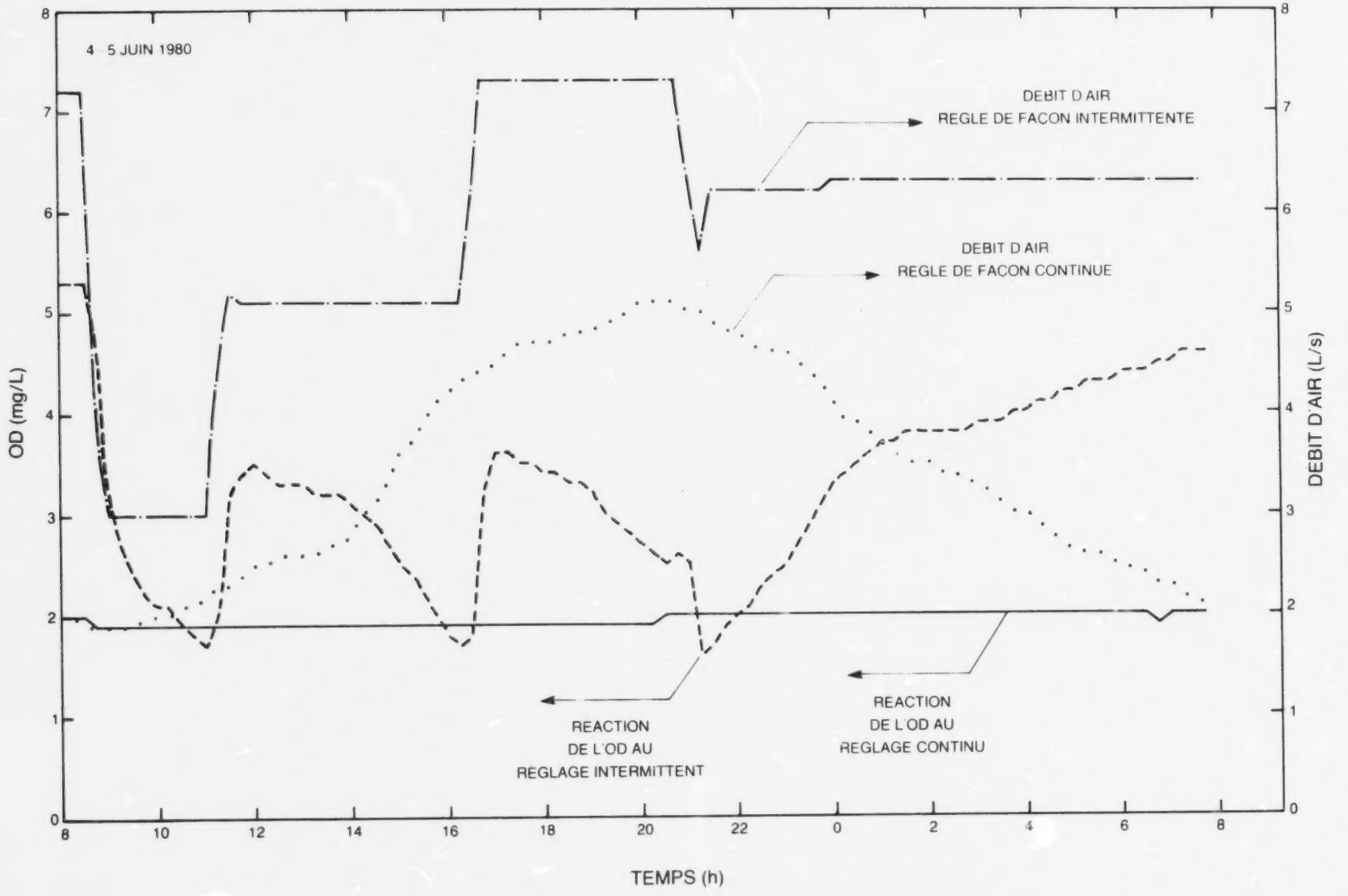


FIGURE 22 MESURES EN DIRECT DE L'OD ET DU DÉBIT D'AIR PENDANT UNE PÉRIODE DE 24 h AVEC RÉGLAGE MANUEL INTERMITTENT ET RÉGLAGE AUTOMATIQUE CONTINU DU DÉBIT D'AIR

simuler la variation diurne (figure 23). Le débit de pointe programmé devait se produire entre 20 h et 20 h 15, afin de coincider avec la période de pointe de la charge organique traitée.

Les débits de recyclage étaient aussi mesurés avec le débitmètre magnétique et ils étaient régularisés à une valeur de consigne constante ou modifiés en fonction du débit d'alimentation brute. La figure 23 montre le cas où des valeurs de consigne constantes servaient à régulariser le débit de recyclage de chacun des systèmes parallèles.

Dans les systèmes en grandeur réelle, le débit des eaux d'égout brutes est soumis à beaucoup de perturbations bien connues, y compris les cycles diurnes prévisibles et les variations brusques se produisant au hasard à cause des caractéristiques de la station de pompage, des précipitations, etc. Le débit est peut être la variable la plus importante des systèmes d'épuration des eaux d'égout. Pendant des années, on s'est servi de sytèmes analogiques fournissant des graphiques des débits à l'opérateur. L'avantage de l'enregistrement numérique des données sera son utilisation pour calculer des variables secondaires comme le débit du trop-plein des décanteurs, les taux de consommation d'oxygène, etc.

4.4 Matières solides en suspension dans le liquide mixte et dans les boues activées recyclées

Des analyseurs des matières solides en suspension CLAM 52-LE de Monitek assuraient la mesure en continu des concentrations de matières solides en suspension dans le liquide mixte et les boues recyclées, dans les deux systèmes parallèles de l'usine pilote. La figure 24 montre la réaction de l'analyseur sur une période de 24 h. À l'une des usines, le débit de recyclage était régularisé automatiquement à une valeur égale au débit d'alimentation. À l'autre usine, il était constant et sa valeur était égale au débit d'alimentation moyen pour 24 h. La figure 25 montre les débits d'alimentation et de recyclage aux usines parallèles dans les conditions correspondant à celles de la figure 24.

Les données montrent la variation des quantités de matières solides détectées par l'analyseur en se basant sur les moyennes sur 15 minutes. Pendant la période, les concentrations du liquide mixte ont été relativement stables. La seule variation facilement perceptible des MSLM s'est produite dans le système à taux de recyclage constant. L'analyseur de MSLM a enregistré des valeurs comprises entre 2 500 mg/L à 8 h et 2 200 mg/L à 21 h lorsque l'échange massique de pointe entre le bassin d'aération et le décanteur s'est produit. Cela correspondait à un changement approximatif de 12% de la masse des matières solides dans le réacteur sur une période de 24 h. La concentration en

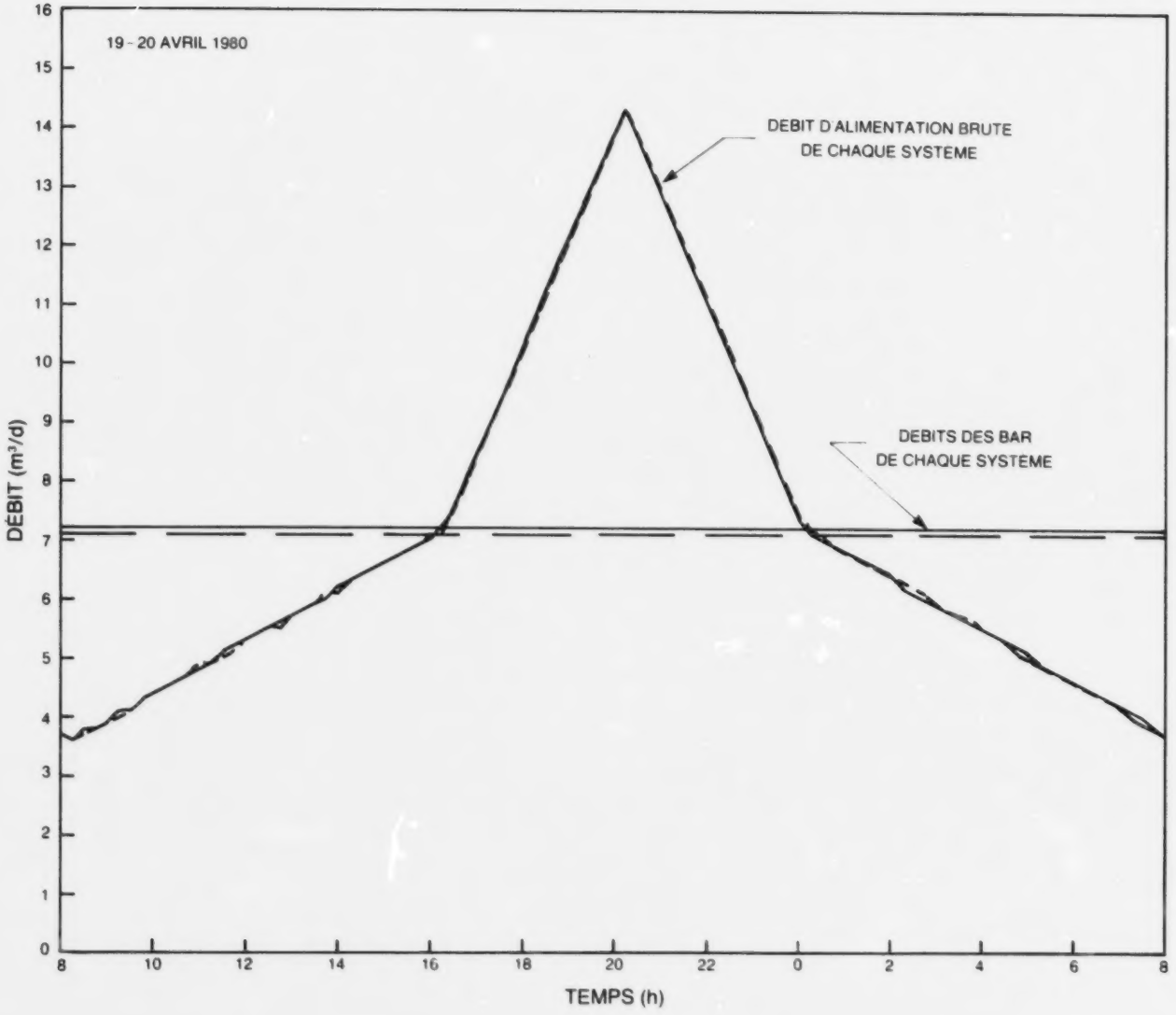


FIGURE 23 MESURES EN DIRECT DES DÉBITS BRUTS D'ALIMENTATION ET DES BOUES ACTIVÉES RECYCLÉES (BAR) SUR UNE PÉRIODE DE 24 h

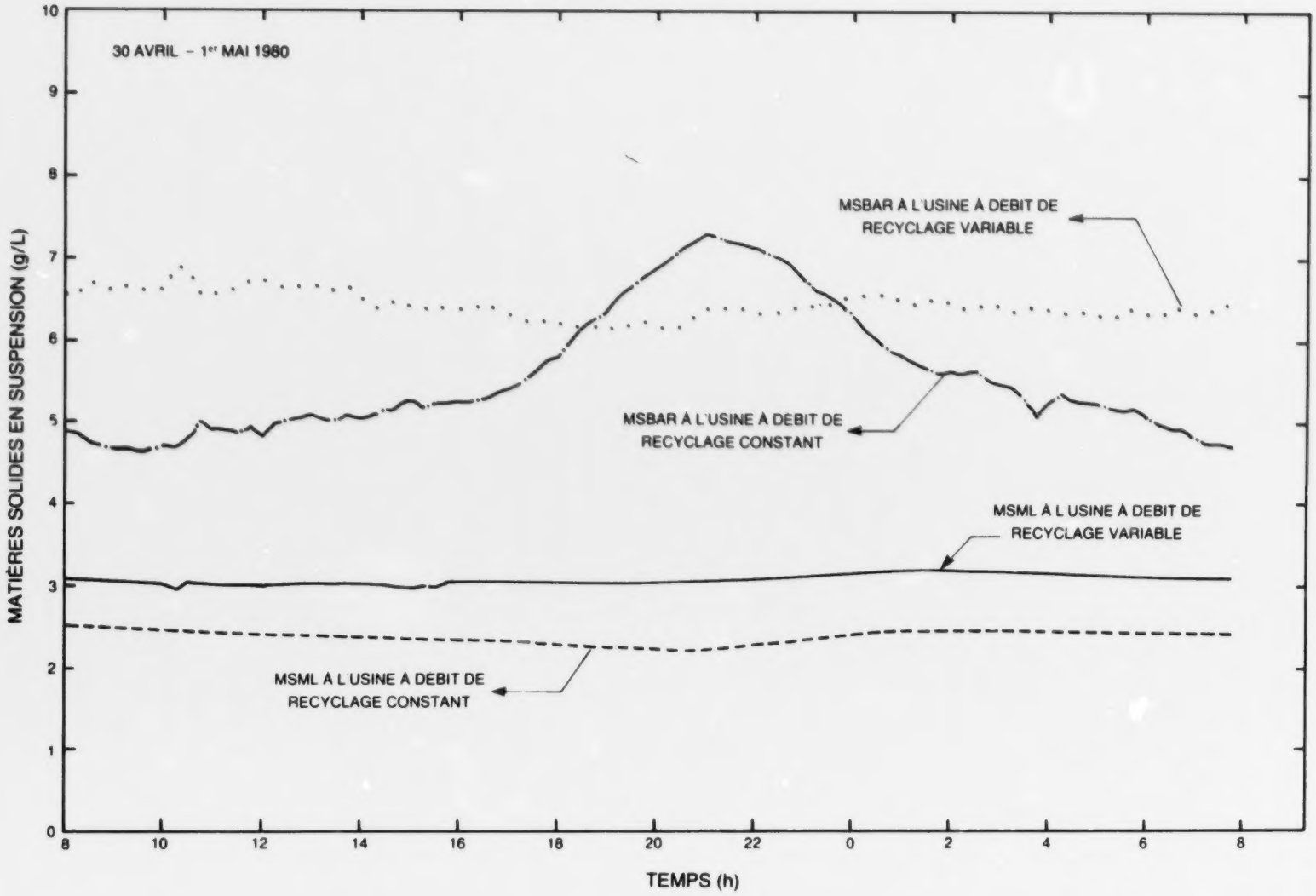


FIGURE 24 MESURES EN DIRECT DES MATIÈRES SOLIDES EN SUSPENSION DANS LE LIQUIDE MIXTE ET LES BOUES ACTIVÉES RECYCLÉES SUR UNE PÉRIODE DE 24 h AVEC DÉBIT DE RECYCLAGE CONSTANT OU NON

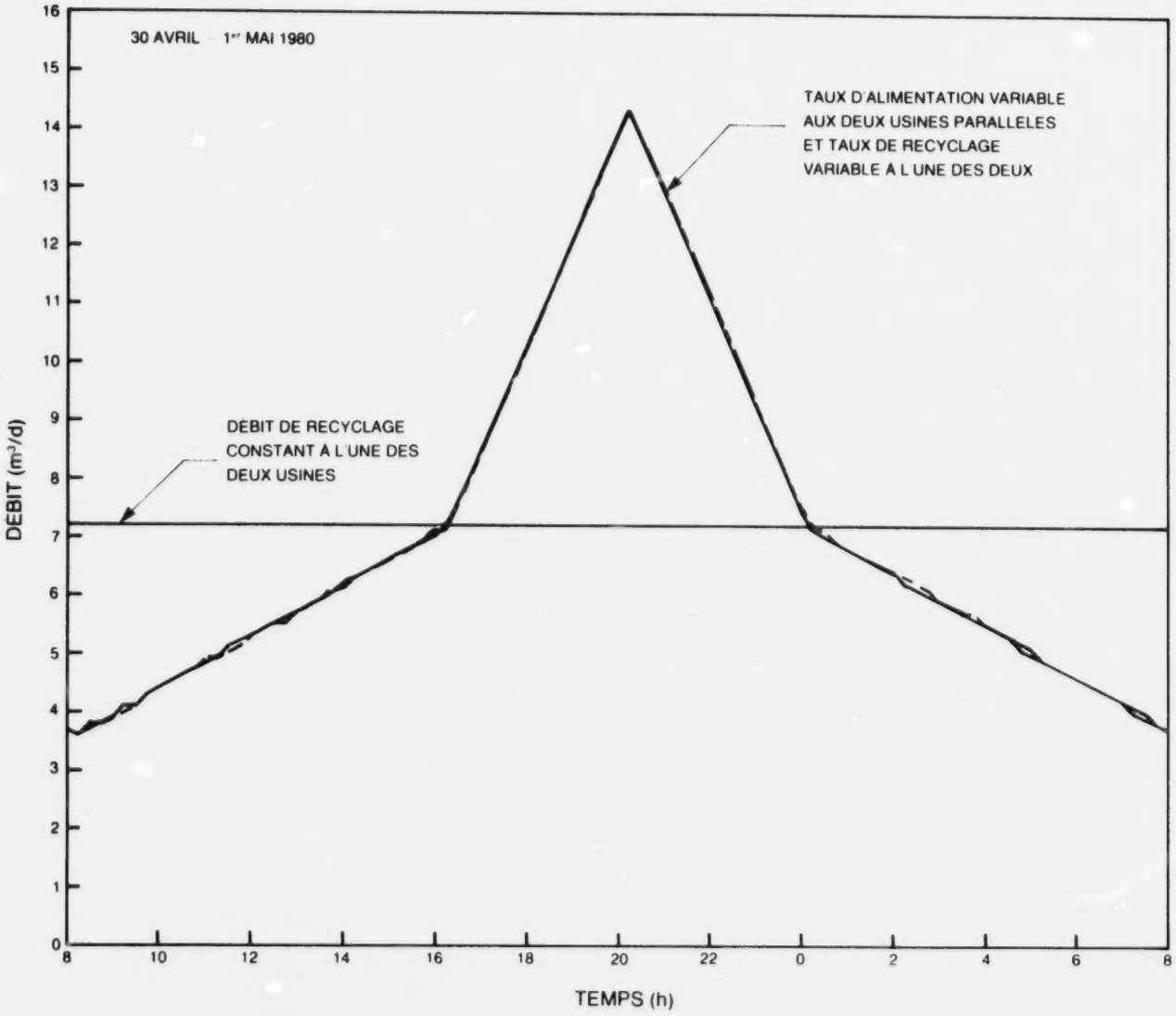


FIGURE 25 DÉBITS D'ALIMENTATION ET DE RECYCLAGE (MESURÉS EN DIRECT) CORRESPONDANT AUX MESURES EN DIRECT DES MATIÈRES SOLIDES

MSLM dans le réacteur à débit de recyclage variable ne laissait voir aucune modification importante de la concentration en matières solides dans le réacteur pendant la période.

Les données obtenues de l'analyseur des boues recyclées (figure 24) montraient clairement les variations évidentes des concentrations en matières solides recylées. Dans le cas du débit de recyclage constant, l'analyseur détectait des variations diurnes importantes des concentrations en matières solides allant d'à peu près 4 600 à 7 200 mg/L pendant le cycle au fur et à mesure que l'épaississement se faisait dans le décanteur. Ce degré de variation serait virtuellement impossible à mesurer de façon continue avec les techniques manuelles classiques sans un échantillonnage et un travail analytique intenses.

Lorsque le débit de recyclage des boues variait proportionnellement au débit d'alimentation, on a observé beaucoup moins de variations de la concentration des matières solides dans les boues recyclées (figure 24). Aux débits de pointe hydraulique et de recyclage des boues, se produisant simultanément à 20 h, on a pu observer des indices d'une légère diminution de la concentration en matière solide des boues activées recyclées. Là aussi, la mesure et la détection en continu auraient été extrêmement difficiles sans la saisie en direct de données pendant le traitement.

Il est évident que les données collectées de façon fiable par les détecteurs des circuits du liquide mixte et du recyclage des matières solides des boues pourraient servir à dresser l'inventaire des matières biologiques solides. À cause des fluctuations hydrauliques dues à la pratique de rejet variable des boues en excès et aux perturbations hydrauliques de l'affluent, on pourrait soutenir que des analyseurs des matières solides du débit de fond du décanteur sont essentiels pour régulariser de façon précise les processus de rejet et de pompage.

4.5 Matières solides en suspension dans l'affluent et dans l'effluent

À la figure 26, on montre un exemple des données produites à l'aide de l'analyseur en direct des matières solides en suspension dans l'affluent (après décantation primaire). Bien que le niveau moyen des matières solides en suspension soit faible et compatible avec la qualité des eaux d'égout pendant la fin de semaine, les données sont caractérisées par une forte poussée débutant à environ 20 h, que l'on a observé quatre jours de suite. Après coup, cette forte augmentation n'a pu être attribuée qu'à un rejet industriel contenant des matières solides non décantables, sans qu'on en ait vérifié la provenance au moment de la collecte des données. On a aussi observé le même genre de poussée de matières solides à d'autres occasions. D'après la figure 26, il est évident que les matières solides non décantables ont été éliminées par le traitement par boues

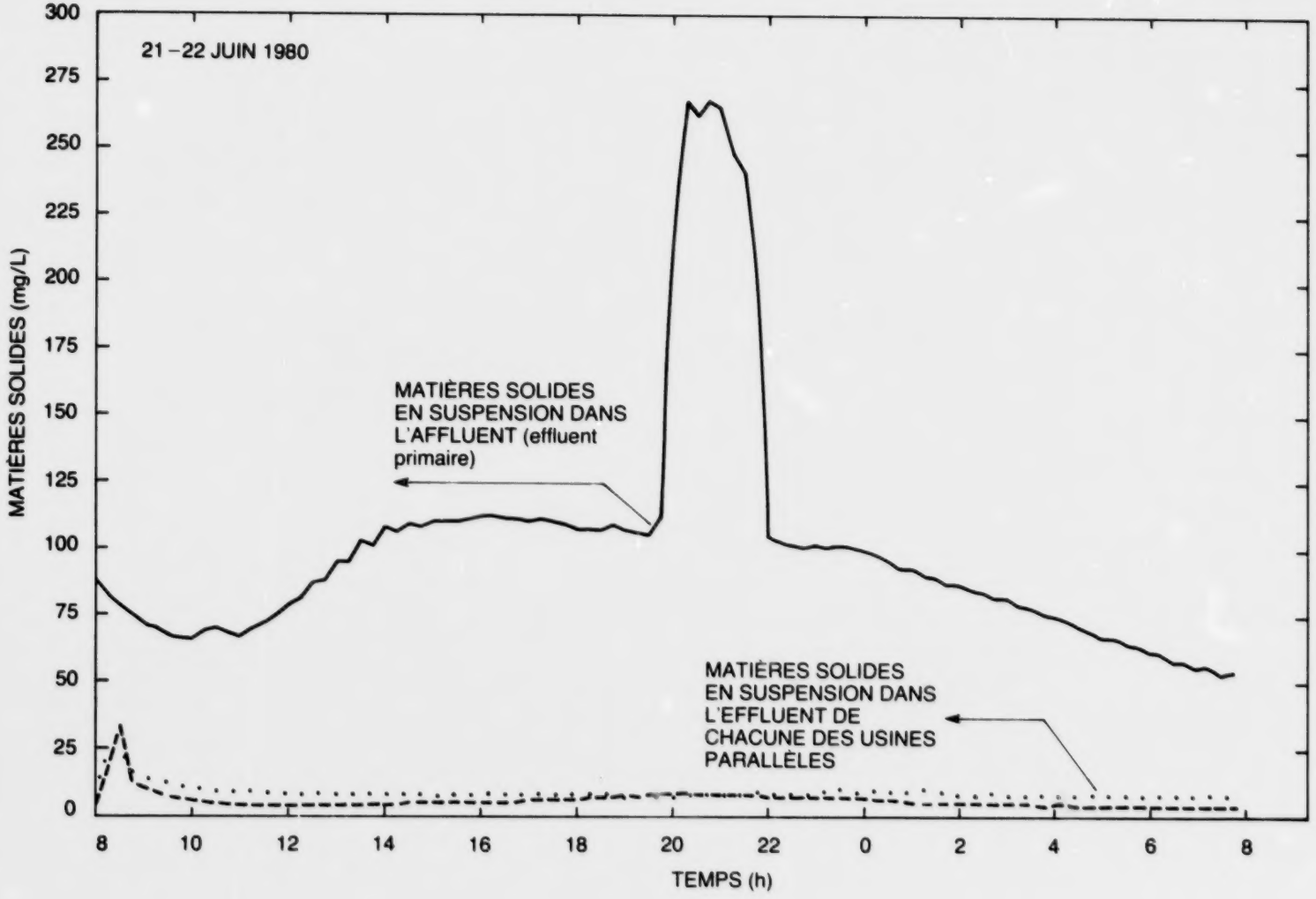


FIGURE 26 CONCENTRATIONS MESURÉES EN DIRECT DES MATIÈRES SOLIDES EN SUSPENSION DANS L'AFFLUENT ET L'EFFLUENT SUR UNE PÉRIODE DE 24 h

activées, car l'analyseur des matières solides en suspension dans l'effluent ne montrait pas de réaction importante à la perturbation. À l'exception de la poussée en question, les données montraient clairement la variabilité diurne. En semaine, les niveaux moyens des matières solides seraient de beaucoup plus élevés que la moyenne apparaissant à la figure 26. La figure 27 illustre la comparaison entre la réaction des instruments et le dosage gravimétrique des matières solides en suspension dans l'affluent à intervalles discrets de trois heures. Si l'on tient compte de la somme des erreurs potentielles des techniques d'analyse gravimétrique et d'échantillonnage, les résultats sont assez concordants.

Comme les matières solides de l'affluent doivent être éliminées par sédimentation, capture dans le floc biologique, ou dégradation biologique par quelque réaction complexe, l'analyseur des matières solides de l'affluent pourrait servir à mesurer des changements inhabituels de la charge en matières solides d'une usine. Même si les données collectées étaient insuffisantes pour évaluer le rendement à long terme de l'instrument, il était évident que celui-ci pourrait suivre de près les variations de la concentration en matières solides de l'affluent.

Les figures 26, 27 et 28 montrent les données fournies par l'analyseur des matières solides en suspension dans l'effluent des deux circuits parallèles. Les figures 26 et 27 montrent les variations typiques des matières solides en suspension dans l'effluent pour des périodes satisfaisantes de fonctionnement de l'usine. La poussée de matières solides entre 8 h et 9h30 provenait de la purge des surfaces du décanteur secondaire. Cela était nécessaire tous les jours, car les décanteurs ne comportaient pas d'écumeur de surface. Une poussée ayant les caractéristiques illustrées aux figures 26 et 27 caractérisait toujours le moment de la purge. À la figure 27, les données en direct montrent une légère pointe diurne des matières solides de l'effluent vers 21h30. Cette pointe correspondait à la pointe de charge hydraulique et de charge en matières solides dans le décanteur, mais elle était déphasée. La charge de pointe s'était produite à 20h15, ce qui signifie que la réaction aux matières solides de l'affluent se fait avec environ une heure de retard.

Vers 20h15, la figure 28 montre une réaction plus importante aux matières solides de l'effluent à la période de charge de pointe. Dans le cas d'une des usines parallèles, on a observé que, à forte charge, le voile de boues du décanteur secondaire débordait du déversoir. Le débordement était immédiatement détecté par les instruments en direct. Cependant, la fourchette maximale choisie et fixée de façon manuelle à l'instrument était de 100 mg/L. Des échantillons discrets collectés à intervalles de 3

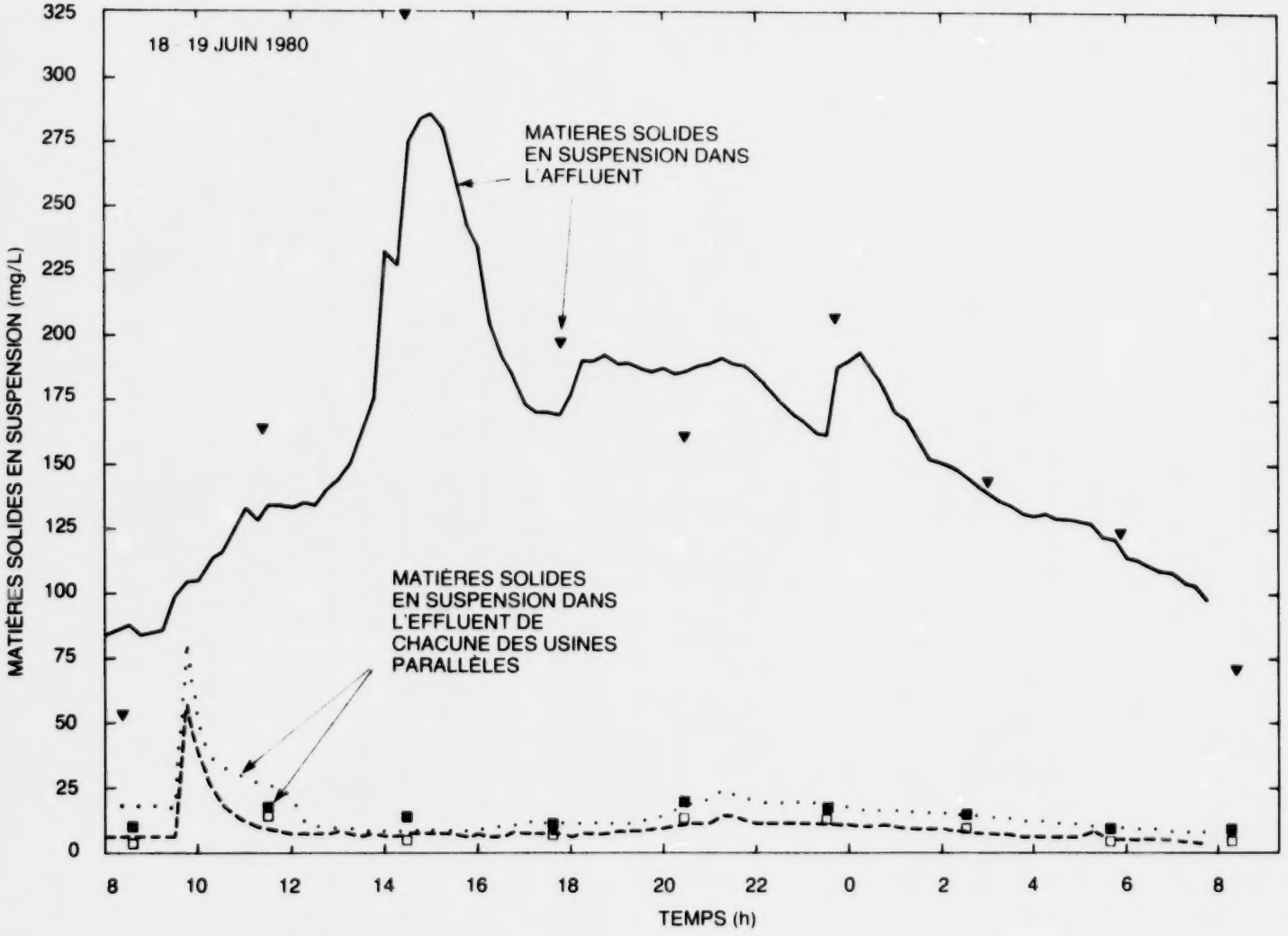


FIGURE 27 COMPARAISON ENTRE LA RÉACTION DE L'INSTRUMENT AUX MATIÈRES SOLIDES EN SUSPENSION DANS L'AFFLUENT ET DANS L'EFFLUENT, ET LEUR MESURE GRAVIMÉTRIQUE (18-19 JUIN 1980)

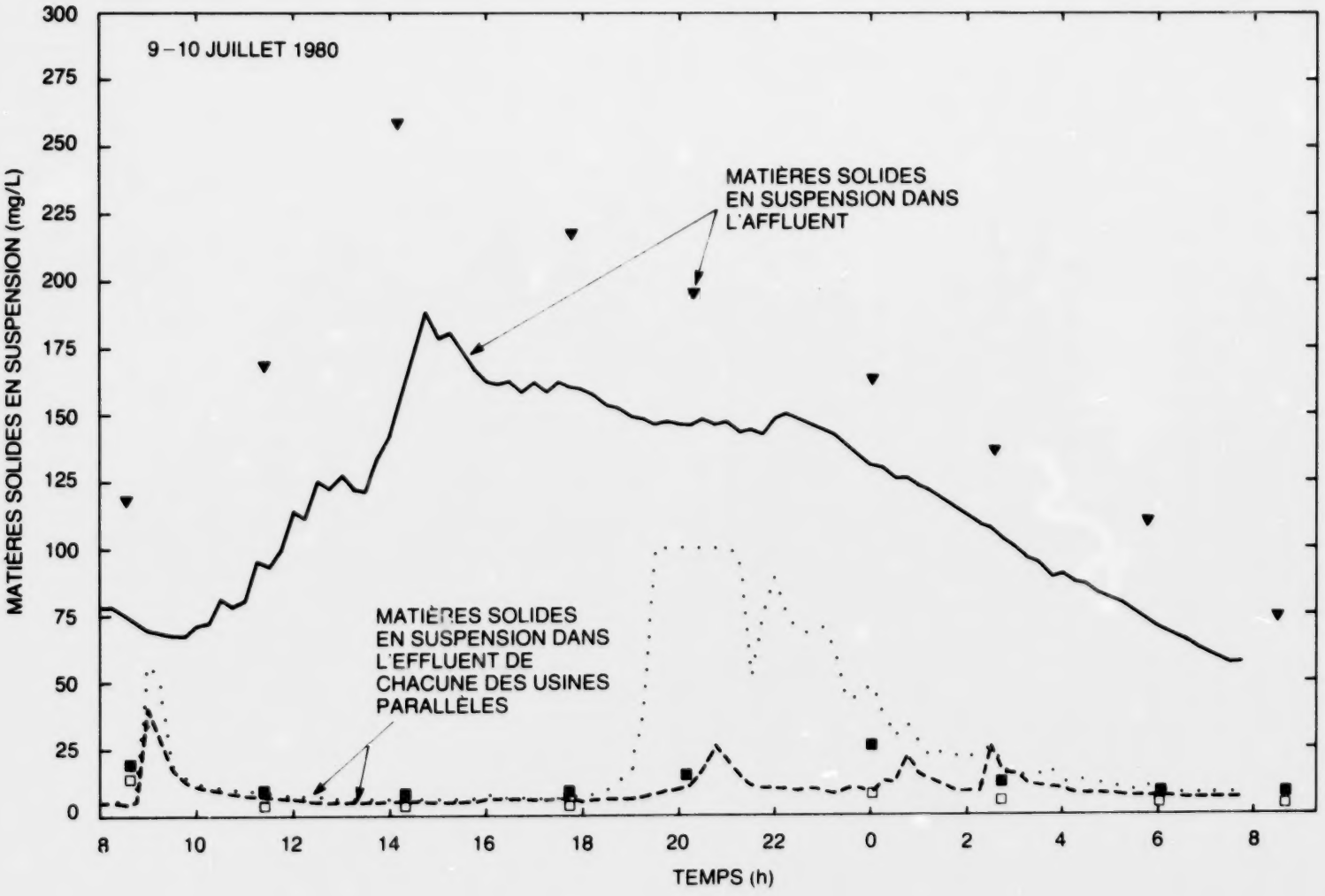


FIGURE 28 COMPARAISON ENTRE LA RÉACTION DES INSTRUMENTS ET LA MESURE GRAVIMÉTRIQUE DES MATIÈRES SOLIDES EN SUSPENSION DANS L'AFFLUENT ET L'EFFLUENT (9-10 JUILLET 1980)

heures et soumis ce jour-là à l'analyse gravimétrique montraient que les matières solides dans l'effluent atteignaient 642 mg/L dans le système en question. L'instrument enregistrait la valeur maximale possible durant cet intervalle. Pendant le reste du jour, les résultats de l'analyse gravimétrique des échantillons discrets correspondaient bien aux réactions de l'analyseur (figure 28). La poussée de 9 h provenait de la purge du décanteur.

Les résultats obtenus ce jour-là (figure 28) manifestaient que les données de l'analyse des matières solides de l'affluent s'écartaient de façon marquée par rapport aux résultats gravimétriques, mais qu'elles reflétaient néanmoins les tendances. Là non plus, il n'y avait pas de corrélation entre les concentrations en matières solides en suspension dans l'affluent et dans l'effluent. Les figures 26, 27 et 28 montrent que des instruments en direct permettent de déceler des changements continus, et parfois soudains, des concentrations en matières solides en suspension dans l'affluent ou dans l'effluent. Pour des bilans massiques précis, seuls des instruments en direct peuvent fournir les données nécessaires sans faire intervenir des techniques d'échantillonnage manuel ennuyeuses et demandant beaucoup de temps. Cependant, dans le cas des décanteurs secondaires fonctionnant bien et dont l'effluent ne contient pas de solides venant du voile de boues, les analyses basées sur la détection manuelle et automatique auraient une précision analogue.

4.6 Mesure du pH

Dans bien des procédés de traitement des eaux usées, le pH est une variable importante. L'acidité et l'alcalinité sont souvent les variables à surveiller, mais dans les systèmes vivants, c'est le pH lui-même qui est important. La figure 29 montre un exemple typique de la réaction d'un pH-mètre dont les électrodes sont placées dans la charge (avant décantation primaire) et dans les bassins d'aération de chacun des deux systèmes. Le pH de la charge variait de façon erratique à cause, selon toute probabilité, du rejet de contaminants industriels dans le système d'égout. Il est évident que des matières basiques et acides ont été rejetées, car le pH variait de 6,5 au minimum jusqu'à des pointes atteignant 10,3. Le taux de changement du pH de l'affluent est prononcé, permettant en soi de détecter rapidement des perturbations importantes.

Les pH mesurés dans les bassins d'aération sont influencés de façon importante par le pH entrant, mais avec environ une heure de retard et une atténuation hydraulique et biochimique de l'effet. C'est là l'exemple d'un cas où la régulation préalable de l'alimentation basée sur le pH de l'affluent et les renseignements sur l'acidité et la basicité pourraient servir à une meilleure régulation du pH du système d'aération. Au cours de la présente étude, cela n'a pas été tenté. Le taux de modification du pH, tel que

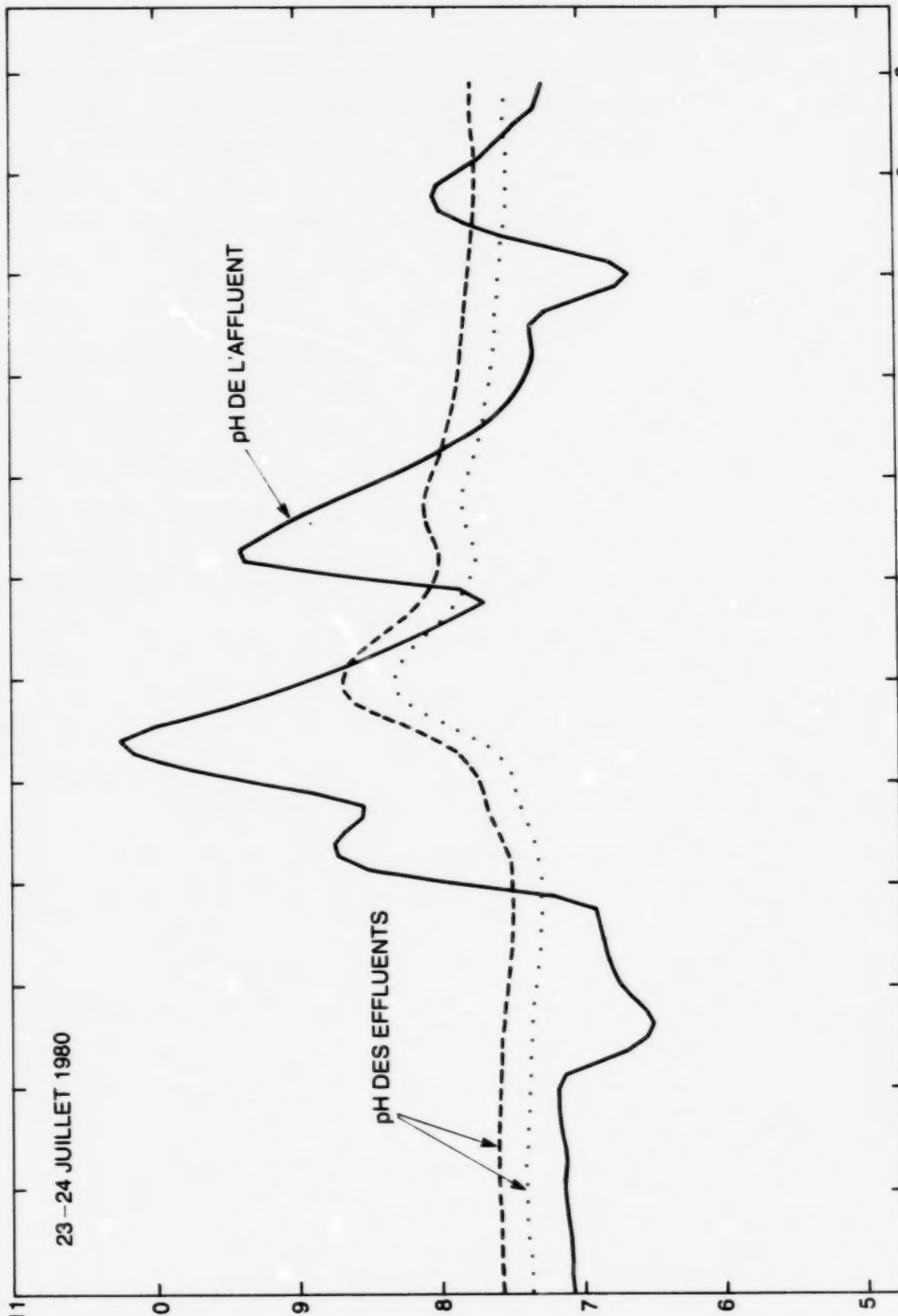


FIGURE 29 pH DE L'AFFLUENT ET DE L'EFFLUENT SUR UNE PÉRIODE DE 24 h

représenté à la figure 29 par le tracé des moyennes sur 15 minutes, pourrait encore constituer un bon indicateur de perturbations dans le système. Les systèmes des deux usines pilotes ont réagi de la même façon aux perturbations de pH, mais avec une différence d'environ 0,2 pH unité, ce qui est dans les limites prévisibles par l'évaluation des détecteurs. D'après les mesures du taux de consommation d'oxygène spécifique, les changements du pH observés ce jour-là n'ont pas influencé le procédé à boues activées. Il est clair que, lorsque le pH est critique, les données obtenues par détection continue en direct seraient opportunes et instructives.

4.7 Carbone organique filtré

Tel que mentionné à la section de l'évaluation des instruments, on a dû surmonter plusieurs difficultés provenant de l'analyseur de COF en direct avant de pouvoir l'utiliser efficacement. Lorsque les modifications appropriées ont été effectuées, l'analyseur servait à surveiller de façon continue la concentration en carbone organique de l'effluent des deux usines pilotes. Même alors, il y avait des difficultés occasionnelles reliées d'ordinaire au déchirement ou à l'obturation du filtre continu. Lorsque l'avance du filtre était interrompue, le taux de filtration diminuait jusqu'à devenir presque nul, ce qui causait une perte du signal. Cependant, la performance de l'analyseur était assez bonne après les modifications.

La figure 30 montre les résultats obtenus à intervalles d'une heure à chacun des systèmes de l'usine pilote. L'analyseur était réglé pour faire des lectures alternativement dans un système et dans l'autre, par périodes d'une heure. Le tracé des données correspond à la période pendant laquelle la distribution du débit était régularisée par un programme d'alimentation dynamique étagée. Cela amena une concentration plus élevée dans le système à alimentation étagée pendant la période de charge organique de pointe comparativement à celle du système parallèle à mélange complet. Pour fin de comparaison, on a aussi tracé les données collectées de la façon habituelle par échantillonnage automatique de l'effluent et analyse du filtrat selon la technique de référence. Pendant la plus grande partie de la journée, l'écart entre les données en direct et les données de référence est demeuré à l'intérieur de la plage acceptable d'après le programme initial d'évaluation. On ne peut pas apporter d'explication pour les écarts plus importants observés entre 12 h et 16 h. En moyenne, l'instrument donnait pour les deux systèmes des valeurs inférieures à celles obtenues par la technique de référence. Cela pouvait provenir de différences dans la technique d'échantillonnage et la manipulation des échantillons, ou de différences à la filtration des échantillons.

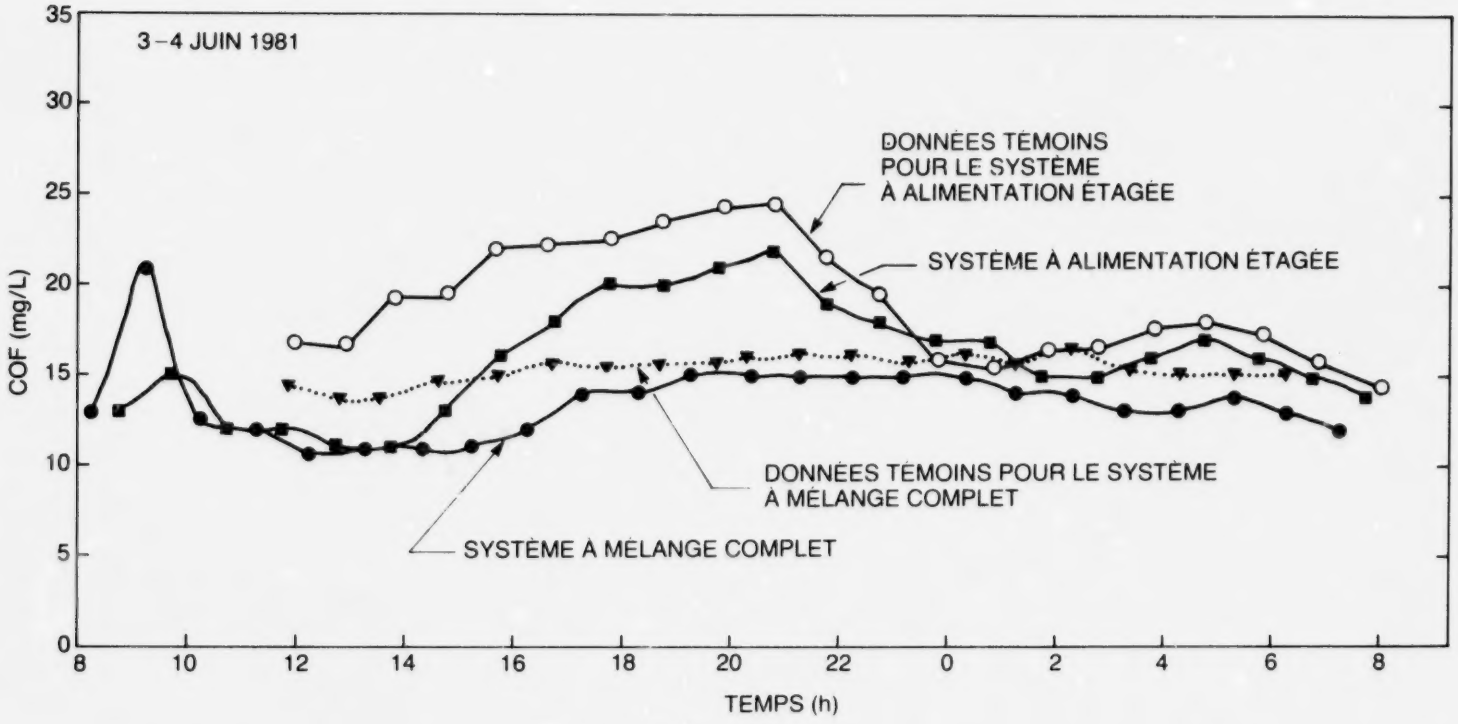


FIGURE 30 COMPARAISON DES MESURES EN DIRECT DU CARBONE ORGANIQUE FILTRÉ ET DES DONNÉES DE RÉFÉRENCE

4.8 Température

Un thermostat régularisait la température de l'alimentation brute du décanteur primaire afin d'éliminer les variations saisonnières, et la température du bassin d'aération de l'un des systèmes était mesurée en continu (figure 31). Comme la température était régularisée, ces mesures n'avaient d'intérêt que pour les effets des échanges de chaleur. Ces derniers apparaissaient sous forme d'oscillation diurne de la température en fonction du débit d'alimentation des systèmes. Aux débits plus faibles du début de la matinée, l'augmentation du temps de rétention permettait à la température du bassin de tendre vers la température ambiante. À mesure que le débit d'alimentation augmentait pendant le jour, la température du réacteur évoluait vers celle de l'alimentation brute. À la figure 31, on peut voir qu'une diminution de température se produit après 18 h environ.

Dans les systèmes en grandeur réelle, les changements importants de température comprendraient ceux qui sont dus aux changements saisonniers ou aux précipitations et à l'infiltration. On peut s'attendre à ce que le détecteur de température à résistance utilisé ici permettre un fonctionnement sans problème, s'il est correctement installé et étalonné au départ.

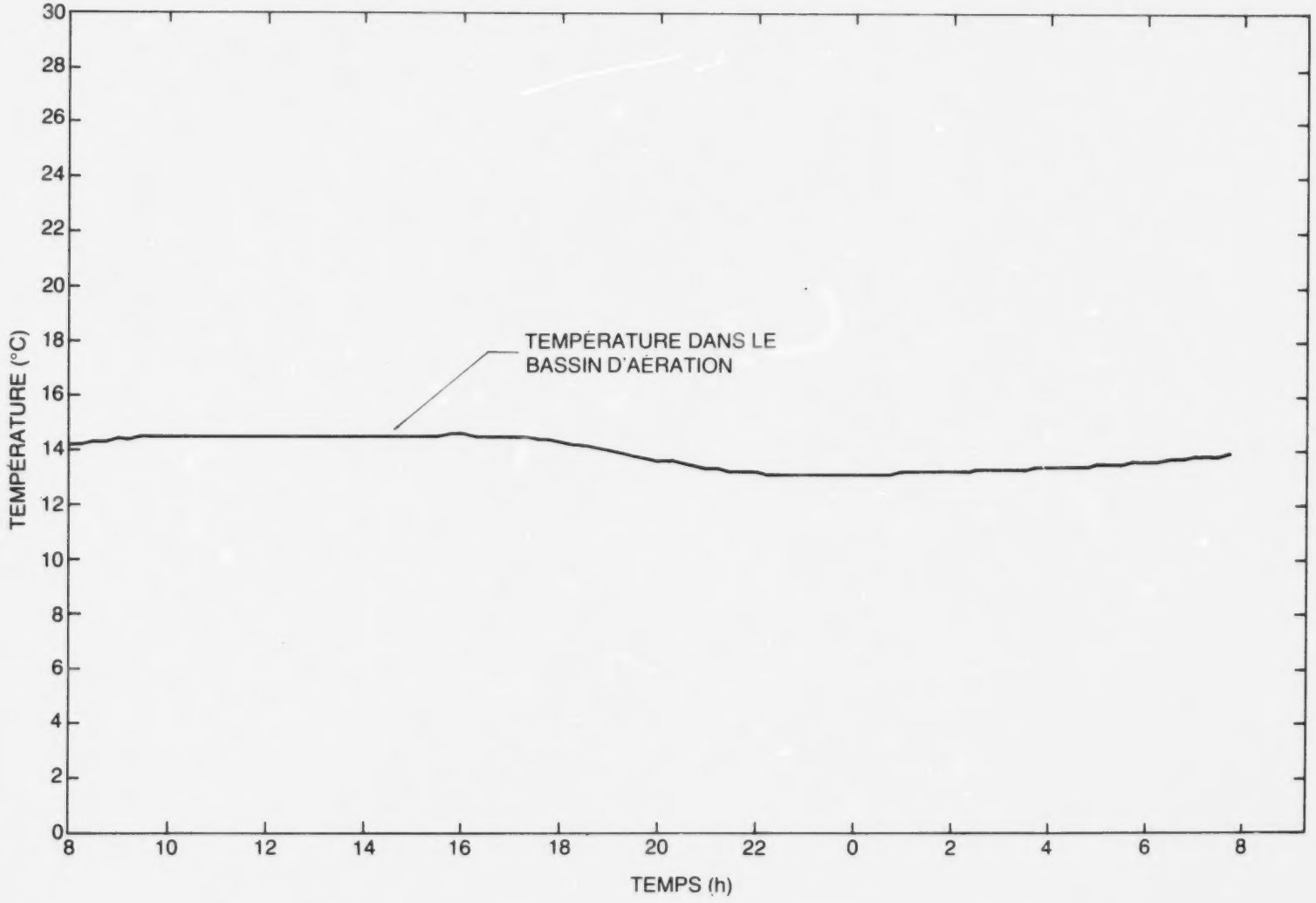


FIGURE 31 MESURES EN DIRECT DE LA TEMPÉRATURE DANS LE BASSIN D'AÉRATION SUR UNE PÉRIODE DE 24 h

5 RÉGULATION AUTOMATIQUE DE LA CONCENTRATION EN OXYGÈNE DISSOUS, DU TEMPS DE RÉTENTION DES MATIÈRES SOLIDES, DU TAUX DE CONSOMMATION DE L'OXYGÈNE ET DE LA DISTRIBUTION DYNAMIQUE ÉTAGÉE DE L'ALIMENTATION

5.1 Régulation de l'oxygène dissous

Comme nous l'avons mentionné plus haut, dans le cas du procédé à boues activées, la régulation de l'aération pour maintenir une concentration fixe en oxygène dissous peut permettre des économies d'énergie et une meilleure performance.

Pour concevoir correctement les systèmes de régulation de l'aération, il est essentiel d'évaluer les facteurs dont dépend l'oxygénation dans une usine. À la section 4,2, on a donné les facteurs de la dynamique de l'oxygénation. Sorensen[18] et Anderson[11] en ont décrit de façon assez détaillée les effets sur le potentiel de régulation efficace et d'économie d'énergie. De plus, Flanagan et Bracken[19] ont considéré à fond les exigences et les limitations du réglage de la soufflante d'aération. Les aspects importants à prendre en considération sont, entre autres, la capacité de ralentissement de la soufflante, la maîtrise des surpressions et l'efficacité de fonctionnement à tous les niveaux de rendement. Le présent rapport traite les résultats obtenus avec les systèmes parallèles de l'usine pilote du CTEU en termes d'économie d'utilisation d'air possible par suite de la régulation de la concentration en OD. On discute plus loin du couplage de la régulation de la concentration en OD à l'estimation de l'activité biologique dans les usines pilotes à mélange complet.

Comme Olsson[17] l'a mentionné, on devrait souligner que la régulation de l'OD peut s'accomplir avec un minimum de connaissance de la dynamique du processus. Cependant, l'auteur indique que l'utilisation des renseignements sur l'OD, afin d'obtenir des estimations des activités physiques et biologiques, n'est pas un problème simple, mais il est néanmoins soluble pour des réacteurs en continu à mélange complet ou non homogène. On peut considérer que même le choix d'une valeur de consigne de l'OD n'est pas une tâche simple, car il existe une relation complexe entre la concentration, la diffusion, la réaction et la dispersion dans un système biologique aérobie qui influence probablement le genre d'organismes floculants prévalant au cours du processus. Les résultats rapportés ici devraient être considérés à la lumière de ces autres complexités. Le but de la présente section du rapport est de considérer le principe d'un régulateur classique à rétroaction pour la régulation de la concentration en OD dans un système à boues activées à mélange complet, ainsi que les économies d'air à attendre. On peut

obtenir plus de détails sur la conception et le réglage des régulateurs classiques dans des textes de référence[20].

Le but de la régulation de l'OD est de régir le taux d'échange d'O_2 dans le liquide mixte afin de corriger l'écart entre l'OD mesuré et la valeur de consigne souhaitée, OD_o. En régime permanent, le taux de changement de toutes les variables du processus est nul; cependant, les usines de traitement des eaux usées sont soumises à des changements importants de charge et de modes d'exploitation. Les principes des besoins en O_2 pour la synthèse et l'activité respiratoire font que ces changements conduisent à des variations correspondantes de l'OD mesuré à moins que le taux d'échange d'oxygène ne soit modifié pour suffire exactement à la demande d'oxygène. Il serait difficile, voire impossible, d'y parvenir de façon manuelle. Cependant, il est possible de modifier le taux d'échange d'O_2 à l'aide d'instruments disponibles dans le commerce, de régulateurs automatiques et d'éléments de commande finale comme les aubes d'entrée du compresseur ou la vitesse du moteur.

La figure 32 montre une boucle simplifiée de commande pour régulation de l'OD dans un réacteur à agitation complète (RAC) par modification de la vitesse du moteur. On utilise en général deux genres de régulateurs analogiques et numériques, pour la régulation des processus industriels. Les ventes de régulateurs numériques dépassent rapidement celles des régulateurs analogiques à cause de la baisse des prix des microprocesseurs et de leur grande souplesse.

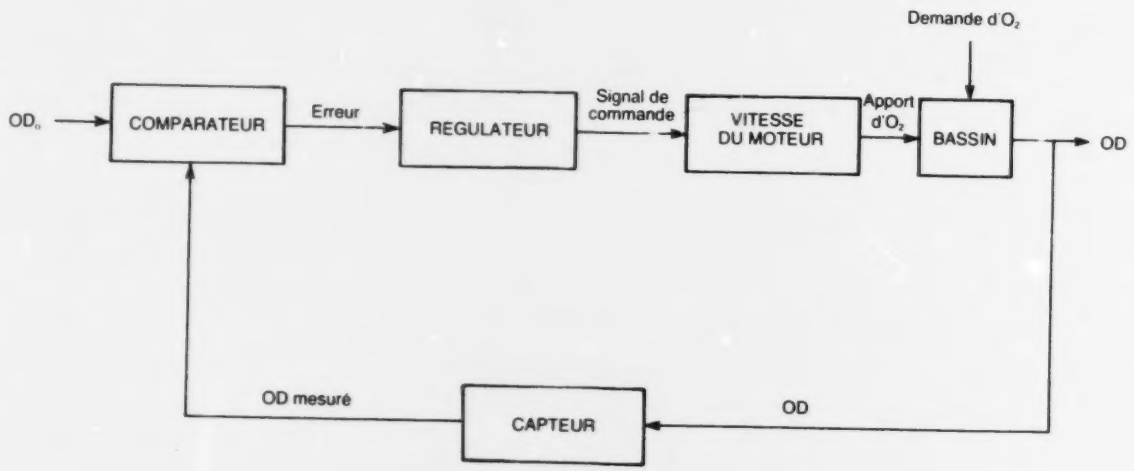


FIGURE 32 SCHÉMA D'UN SYSTÈME DE RÉGULATION

La littérature[7, 21] et les expériences de CTEU témoignent de la possibilité de régulariser l'OD par rétroaction proportionnelle-intégrale (PI). L'équation suivante représente la forme que ce régulateur peut avoir:

$$\Delta m = K_p \cdot e + \frac{1}{K_{I_o}} \int^{t} e\,dt$$

où: Δm = changement de l'élément de commande finale (p. ex. position de la valve, vitesse du moteur)

e = $OD_o - OD_{mesuré}$

t = temps

K_p = coefficient d'action proportionnelle

K_I = temps d'intégration

L'équation précédente indique qu'un changement de l'élément de commande finale, Δm, est proportionnel à la somme des écarts par rapport à la valeur de consigne, e, et à l'intégrale dans le temps des écarts. À l'aide de ce régulateur, on peut faire tendre vers zéro l'erreur en régime permanent. Un choix judicieux de K_p et de K_I permet d'obtenir un régulateur stable qui minimise les variations d'OD par des changements infinitésimaux de l'élément de commande finale.

Au CTEU, on a couplé le régulateur PI à un mini-ordinateur numérique pour régulariser la teneur en OD de l'usine pilote par ajustement du débit d'une valve d'admission d'air. La partie régulation consistait en un Programme FORTRAN IV, exécutable en temps réel, pouvant produire le nouveau signal de l'élément de commande finale à envoyer à la valve de réglage du débit d'air. D'autres étapes de programmation intervenaient aussi pour assister le régulateur. La forme de la vitesse appliquée de l'équation de réglage discret était:

$$\Delta m = K_p \quad (e - e_1 + e\Delta t/K_I)$$

où: Δt = intervalle de réglage discret

e_1 = écart précédent par rapport à la valeur de consigne au temps $t-\Delta t$

On apportait à la position initiale de la valve de réglage le changement nécessaire Δm pour obtenir la régulation voulue,

$$m = m_{actuelle} + \Delta m$$

Cela se fait facilement sur un processeur numérique en temps réel comme un mini-ordinateur. Même si la régulation était faite par un algorithme classique (PI), ce

n'était pas nécessairement le meilleur régulateur. Ces dernières années, on a fait des efforts pour se servir de régulateurs autoréglants adaptatifs. Ces régulateurs ont l'avantage de fournir de façon régulière des renseignements sur le processus, comme l'efficacité d'échange d'O_2 et le taux de consommation de l'oxygène. Pour le traitement des eaux usées, on devrait concentrer des efforts importants au développement efficace de ces régulateurs modernes et à leur utilisation. Ces efforts débordent du cadre de l'étude actuelle.

Le coefficient d'action du régulateur numérique PI était de 1,9, ce qui correspond à une bande d'action proportionnelle de 53%, de beaucoup inférieure aux valeurs rapportées de 200 à 250% pour un système d'aération en grandeur réelle à régulation de la soufflante[21]. Le temps d'intégration était de 0,25 h. En se basant sur des essais, on a choisi un intervalle de cinq secondes pour l'échantillonnage de l'OD et de 60 secondes pour la commande. On disposait donc de la moyenne de 12 mesures de l'OD pour chaque intervalle de commande. À l'usine où le réglage du débit d'air se faisait de façon manuelle, on le modifiait de façon périodique pendant la journée (de 8 à 18 h), afin d'essayer de maintenir l'OD à un minimum de 1,0 mg/L. Pour régulariser le débit d'air de l'usine sans réglage automatique, l'opérateur disposait de la mesure "en direct" de l'OD.

La figure 33 décrit la réaction moyenne sur 15 minutes de la quantité d'OD en réponse à une variation diurne typique des charges hydrauliques et organiques. Dans l'usine avec régulation automatique, on est parvenu à régulariser efficacement l'OD à une valeur de consigne de 2 mg/L. On constate que la concentration en OD diminue légèrement lors des augmentations rapides de la demande d'air et augmente légèrement lors des diminutions de la demande d'air. La variation du débit d'air à cette usine, indicatrice de la charge traitée, se réflétait dans celle de la concentration en OD de l'usine sans autoréglage. À cette dernière, les modifications manuelles du débit d'air à 13h et à 18 h ne suffisaient pas à maintenir une teneur en OD supérieure à 1 mg/L. Pendant à peu près sept heures, elle fonctionnait avec moins de 1 mg/L et, pendant onze heures, avec plus de 2 mg/L. Avec un débit d'air constant pendant la période de 24 h, l'apport d'air aurait dû être supérieur de 70 % à celui de l'usine avec autoréglage pour permettre de maintenir une concentration minimale en OD de 2 mg/L à la charge de pointe. Comme on le voit à la Figure 33, il reste quand même possible, avec la régulation manuelle, d'obtenir des économies d'environ 35 % de l'air utilisé. En grandeur réelle, les économies de consommation réelle d'énergie par réglage de la soufflante seraient fonction de l'efficacité de l'échange d'O_2 et de celle de la soufflante[11,19].

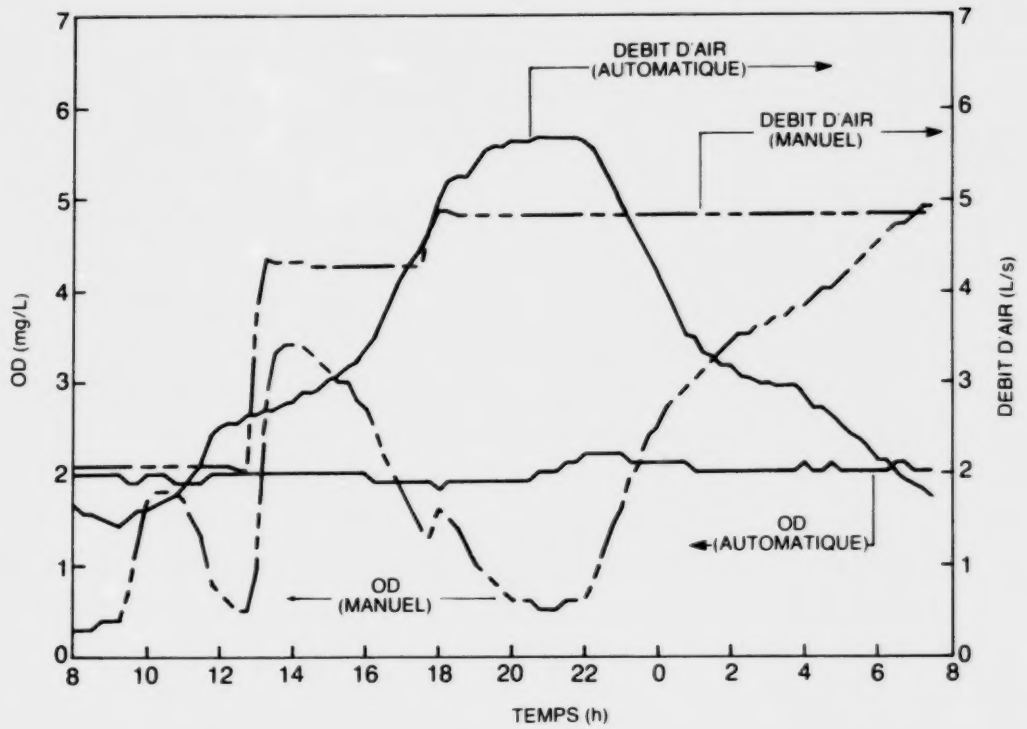


FIGURE 33 CONCENTRATION EN OXYGÈNE DISSOUS ET DÉBIT D'AIR POUR 24 h AUX USINES AVEC RÉGULATION AUTOMATIQUE ET MANUELLE

Les données montrant les concentrations quotidiennes, minimales et maximales, en OD pour les deux usines sont tracées à la figure 34 pour une période de 130 jours. La variation réelle de la teneur en OD à l'usine avec régulation automatique était régulièrement celle montrée à la figure 33 et les valeurs extrêmes observées à la Figure 34 étaient d'ordinaire brèves et dues à des facteurs externes. Dans le cas de l'usine sans régulation automatique, les valeurs minimales et maximales de la concentration en OD étaient approchées et maintenues pendant des intervalles importants. Même avec des réglages manuels fréquents du débit d'air, des teneurs minimales en OD inférieures à 1 mg/L étaient souvent atteintes. Du point de vue énergétique, on observait un gaspillage important d'air, la concentration maximale en OD approchant le point de saturation. À l'usine sans régulation automatique, les pointes et les creux de la concentration moyenne quotidienne en OD revenaient tous les sept jours, coincidant avec le cycle hebdomadaire de la charge de l'usine. La régulation de la teneur en OD doit donc tenir compte des variations quotidiennes et hebdomadaires de la demande en oxygène et des besoins de mélange.

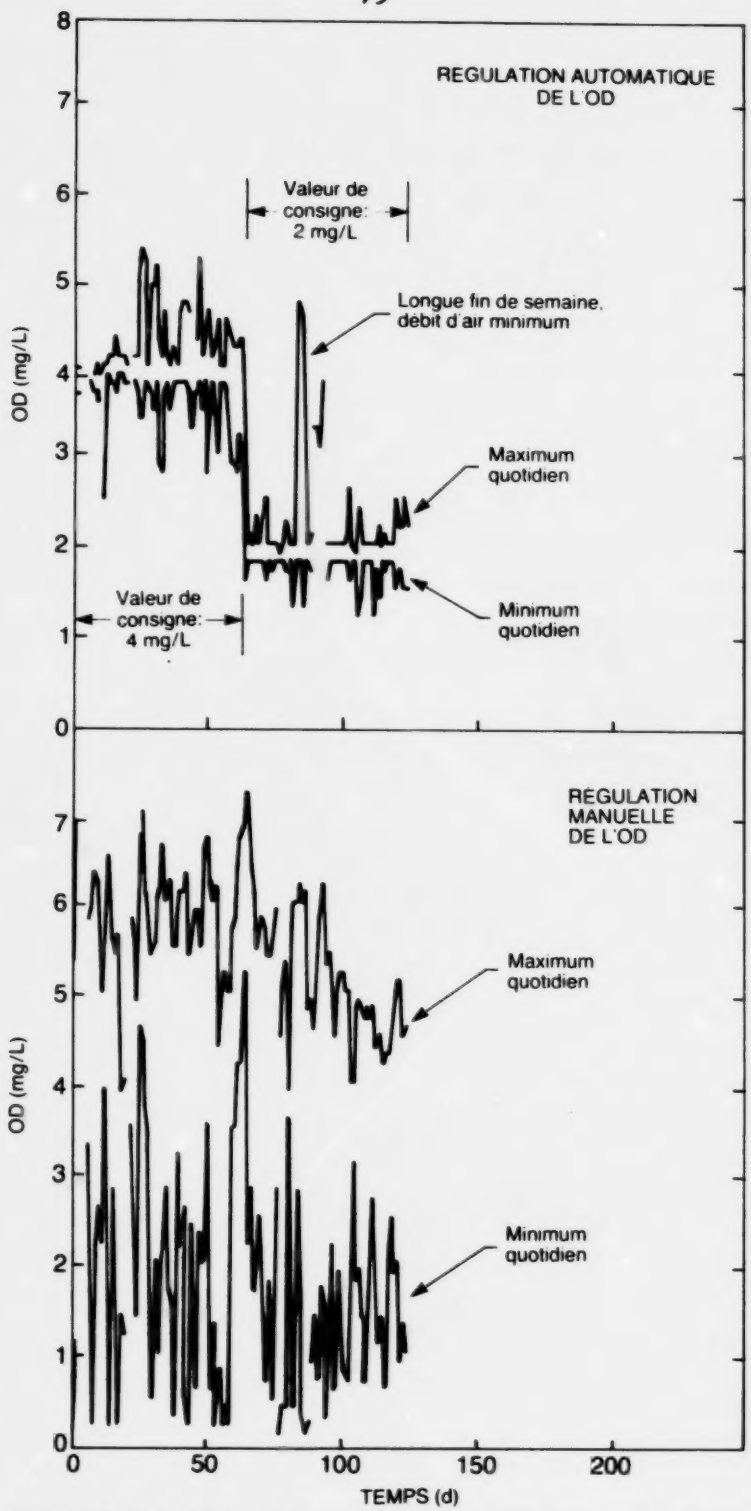


FIGURE 34 CONCENTRATION EN OXYGÈNE DISSOUS DANS LES SYSTÈMES D'AÉRATION AVEC RÉGULATION AUTOMATIQUE ET MANUELLE

Durant la période étudiée pour le contrôle de l'OD, l'usine sans régulation automatique aurait un écart-type de la concentration d'OD de 0,9 mg/L. En comparaison, l'écart-type de la concentration en OD dans l'usine avec régulation automatique était de 0,2 mg/L à la valeur de consigne de 2,0 mg/L. À la valeur de consigne de 4,0 mg/L, l'écart-type était de 0,1 mg/L.

La concentration en OD du système sans régulation automatique approchait le point de saturation presque tous les jours au creux des charges hydrauliques et organiques de traitement diurne, alors que celle du système automatique était régularisée à la valeur de consigne (figures 33 et 34). Comme le montre la demande relative en air à diverses valeurs de consigne de la teneur en OD et à diverses concentrations de saturation, les fortes teneurs en OD maintenues alors dans le système sans régulation automatique influaient directement sur les besoins en énergie (figure 35). La meilleure efficacité d'échange est maintenue avec le plus de force agissante possible à une teneur en OD de 0 mg/L. Cependant, ce n'est en général pas là la concentration la plus propice au bon fonctionnement, mais il en va de même de la concentration de saturation. À cause de la relation entre le débit d'air et la consommation d'électricité, on peut parvenir à des économies importantes d'apport d'air à des charges inférieures au niveau maximal prévu. Ces économies seront fonction de la relation dynamique entre le coefficient global d'échange d'oxygène ($K_L a$) engendré par un système d'aération donné et la puissance ou le débit d'air fourni (Qa):

$$K_L a = f(Q_a)$$

Le CTEU, s'efforce présentement (1982) d'étudier ces relations. En pratique, on doit évaluer les économies monétaires pour chaque usine, étant donné que tous les facteurs régissant les économies, y compris le coût de l'énergie, sont spécifiques à chaque endroit.

La figure 36 montre la relation entre les mesures automatiques de l'échange d'oxygène, du débit d'air et de l'élimination de substrat (en équivalent d'O_2) pendant une période de 24 heures pour l'usine pilote de Burlington. La concentration en OD était régularisée à 2 mg/L. À cette usine, il y avait des variations diurnes du débit et de la charge en substrat. On peut voir qu'il y avait une différence importante entre les amplitudes relatives du débit d'air nécessaire à la régulation de l'OD et l'échange réel d'oxygène.

Des recherches effectuées par Clifft et Andrews[22] ont montré que la charge en substrat n'exerce pas une demande immédiate d'échange d'oxygène, et qu'elle n'est pas

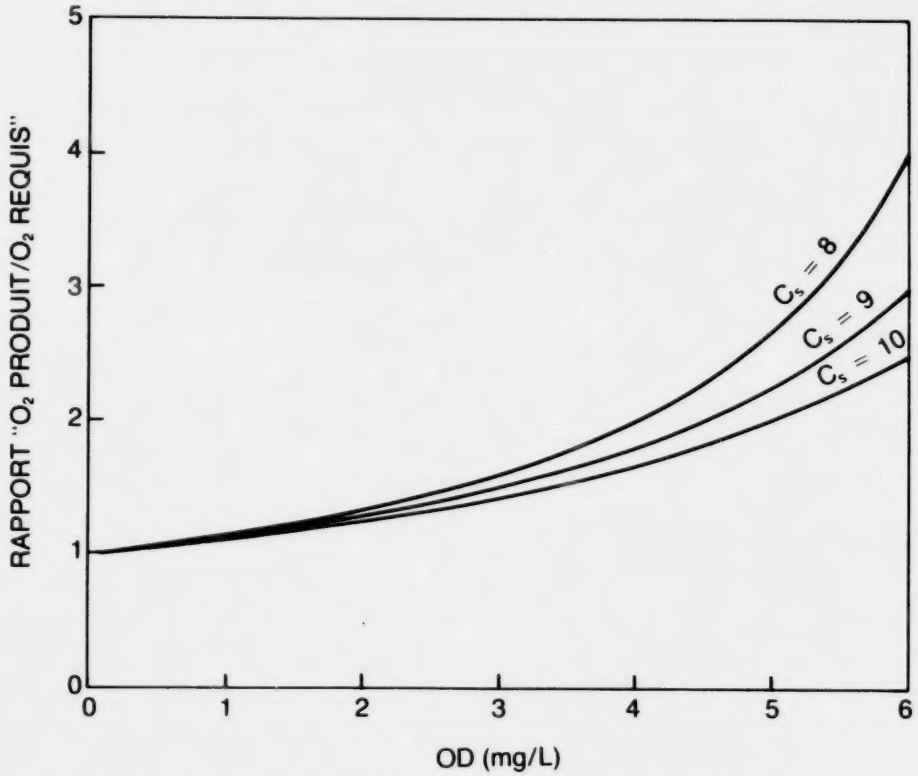


FIGURE 35 RAPPORT ENTRE L'OXYGÈNE PRODUIT ET L'OXYGÈNE REQUIS PAR LA BIOMASSE À DIVERSES CONCENTRATIONS DE SATURATION EN OD ET À DIVERSES CONCENTRATIONS EN OD DANS LE RÉACTEUR

nécessairement un indicateur précis du besoin instantané en oxygène. C'est plutôt le besoin instantané en oxygène qui est un bon indicateur des conditions de charge moyenne et on peut s'en servir pour estimer l'élimination des substrats à l'usine. Les aires sous les courbes d'échange d'oxygène et d'élimination de substrat (figure 36) étaient presque égales pendant 24 heures, ce qui représentait donc des masses égales. On a fait des constatations similaires pour les systèmes en grandeur réelle.

La figure 37 montre la distribution des débits d'air moyens quotidiens pour la période de 130 jours. Pour un temps de rétention des matières solides de 10 jours (TRM 10 d), des économies importantes (≈29 %) d'air fourni (valeur médiane) étaient évidentes pour l'usine avec régulation automatique en comparaison de celle où il n'y en avait pas. Ces économies augmentaient avec la demande d'air. En comparant les valeurs médianes pour des TRM 10 d et 3 d à l'usine avec régulation automatique, on peut voir une indication d'économie accrue d'utilisation d'air (figure 37). Pour un TRM plus court, on obtenait une

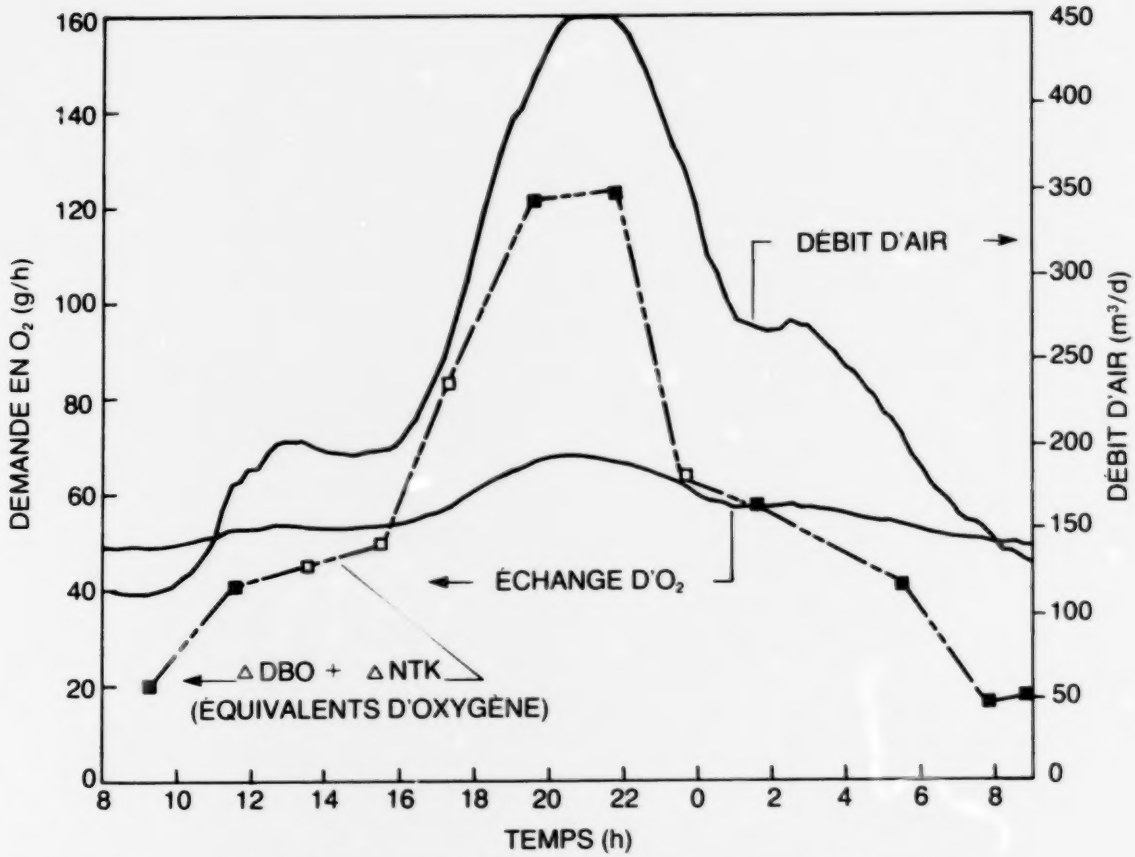


FIGURE 36 RELATION ENTRE L'ÉCHANGE D'OXYGÈNE, L'ÉLIMINATION DE SUBSTRAT ET LE DÉBIT D'AIR DANS DES CONDITIONS DE CHARGE DIURNE

économie additionnelle de 16%. À une température de 15°C, la nitrification n'était pas moins efficace. À l'usine avec régulation automatique, on aurait pu parvenir à des économies beaucoup plus importantes d'utilisation d'air en choisissant une valeur de consigne de 2 mg/L pour la concentration en OD pendant toute la période. La régulation de la concentration en OD et des débits d'air moyens plus faibles pourraient permettre d'améliorer la décantation des boues et de diminuer la concentration de matières solides en suspension dans l'effluent[23,24].

À l'usine avec régulation de la concentration en OD, le TRM a été aussi réglé de façon automatique pendant environ la moitié de la période de 130 jours. On a analysé les données appariées des usines parallèles pour l'IVB et les matières solides en suspension dans l'effluent (MSE) pour l'ensemble de la période et pour chaque période séparée avec ou

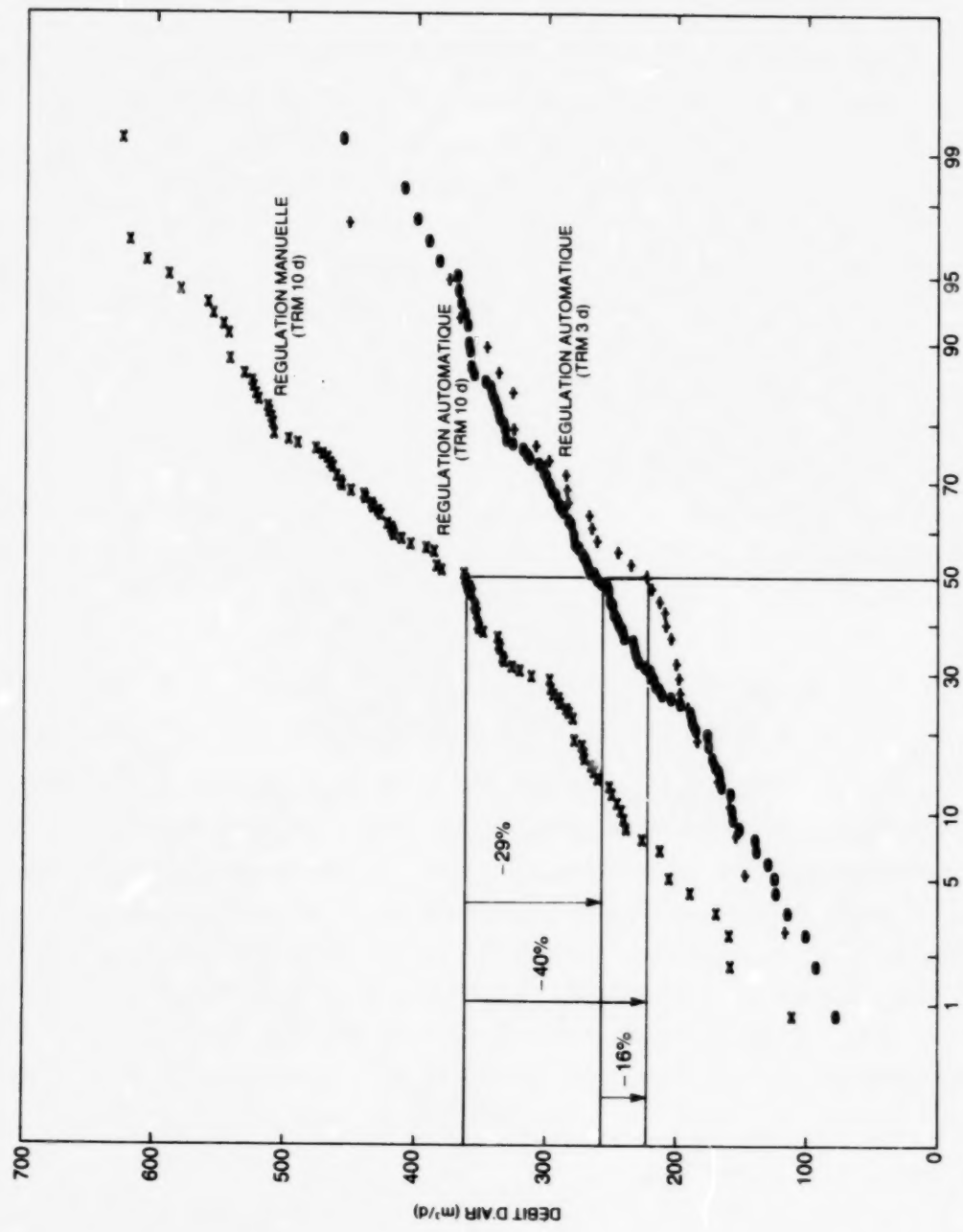


FIGURE 37 DISTRIBUTION DES DÉBITS D'AIR QUOTIDIENS MOYENS POUR LES USINES AVEC RÉGULATION MANUELLE ET AUTOMATIQUE

sans réglage automatique du TRM. Pendant toute la période, le TRM a été limité à 10 jours. Le tableau 19 donne la liste des données sur l'IVB, le MSE et le TRM pour les divers modes d'opération indiqués. Les modes 1 et 2 et la combinaison des modes 1 et 2 s'appliquent à la discussion des matières solides en suspension dans l'effluent et de l'IVB avec ou sans régulation de la concentration en OD. En termes de valeur moyenne ou d'écart-type journaliers pour chaque ensemble de données ou pour leur combinaison, la qualité de l'effluent, basée sur la mesure gravimétrique des MSE d'un échantillonnage composite en fonction sur 24 h, n'était pas statistiquement différente entre les usines.

Jusqu'à la 130e journée, il semblait y avoir correspondance entre les IVB des usines parallèles (figure 38); cependant, d'après les données obtenues pour le mode 1 et l'ensemble des données, les valeurs obtenues pour l'usine avec régulation de la concentration en OD étaient significativement plus faibles et montraient moins de variation (tableau 19). Même si cela est difficile à vérifier avec les données disponibles, l'autorégulation de la concentration en OD semble atténuer jusqu'à un certain point les variations d'IVB. Cela peut sembler logique vu l'effet des niveaux de concentration en OD sur la décantation des boues[23].

Les travaux en grandeur réelle effectués par Wells à Fairfield (Californie) sur la régulation de la concentration en OD montraient aussi une amélioration significative de la décantation des boues (IVB) et la prévention du foisonnement entre des trains parallèles avec ou sans régulation de la concentration en OD[25]. Dans ce cas-là, un seul décanteur suffisait avec régulation de la concentration en OD, alors qu'il en fallait deux sans régulation.

5.2 Régulation du temps de rétention des matières solides

Les tendances actuelles de la régulation du procédé à boues activées laissent à penser que le réglage du TRM (appelé aussi âge des boues ou temps moyen de séjour dans le bassin) est l'une des méthodes les plus appropriées dont dispose l'opérateur d'une usine. La technique en question est équivalente au maintien à long terme du régime permanent du rapport matières nutritives/micro-organismes (MN/MO) et elle permet le calcul de la masse de boues à rejeter. Le TRM est une mesure de temps moyen ou un floc, exprimé en MSLM ou en MVSLM, reste en traitement. C'est aussi une mesure directe du taux de croissance spécifique moyen observé (μ) de la culture en négligeant la décomposition endogène[26]:

$$\mu = TRM^{-1}$$

TABLEAU 19 COMPARAISON APPARIÉE D'USINES PARALLÈLES SOUS DIFFÉRENTS MODES DE FONCTIONNEMENT

Mode de fonctionnement	Usine A		Usine B		TRM cible (d)	VALEURS MOYENNES ± ÉCART-TYPE											
						TRM (d)				IVB (mL/g)				MSE (mg/L)			
	OD	TRM	OD	TRM		A	B	Sign.*	N(d)	A	B	Sign.*	N(d)	A	B	Sign.*	N(d)
1	~	x	x	x	10	10,5 ± 1,5	9,9 ± 1,8	Oui	55	151 ± 102	211 ± 130	Oui	49	11 ± 9	10 ± 8	Non	52
2	~	~	x	x	10	10,6 ± 1,9	10,5 ± 2,3	Non	67	211 ± 128	230 ± 156	Non	82	15 ± 12	17 ± 14	Non	73
1 & 2 ensemble	~	-	x	x	10	10,2 ± 1,7	10,3 ± 2,1	Non	122	188 ± 116	223 ± 147	Oui	131	13 ± 11	14 ± 12	Non	125
4	~	~	~	x	3	2,8 ± 0,4	3 ± 0,4	Non	39	106 ± 68	288 ± 279	Oui	42	22 ± 17	21 ± 14	Non	42
5	~	TCO**	~	~	3	3,5 ± 4,1**	3,3 ± 0,9	ND***	38	145 ± 92	143 ± 100	Non	47	24 ± 17	27 ± 17	Oui	37

* Les différences entre les usines A et B sont jugées significatives (Sign.) d'après le nombre de jours (N d) avec appariement des données.
** Bilan des matières solides de l'usine A basé sur le TCO; valeur médiane plutôt que moyenne rapportée pour le TRM.
*** ND: non disponible

~ Régulation automatique
x Régulation manuelle

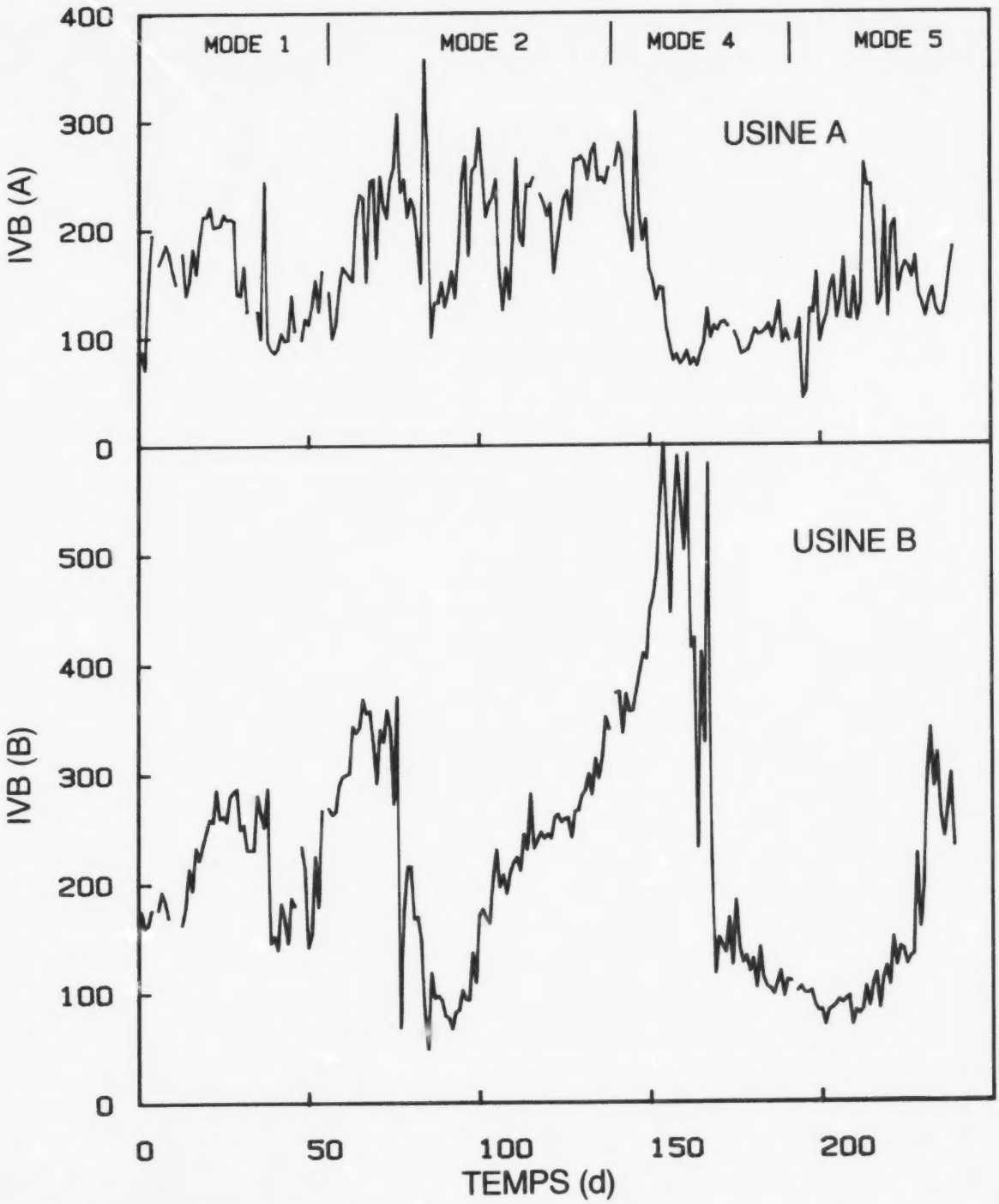


FIGURE 38 IVB D'USINES PARALLÈLES POUR DIFFÉRENTS MODES DE FONCTIONNEMENT

Comme dans le cas de la concentration en OD, la régulation de taux de croissance et la minimisation de sa variance permettent d'obtenir un équilibre biologique plus stable et d'améliorer la gestion du processus opérationnel.

La régulation du TRM est basée sur un bilan massique direct des matières solides:

$$TRM = \frac{\text{Masse des matières solides dans le bassin d'aération}}{\text{masse des matières solides dans l'effluent/jour + masse des matières solides rejetées/jour}}$$

$$= \frac{(MSLM)V}{(Q-W)\,MSE + W\,(MSBAR)}$$

où:

MSLM	=	matières en suspension dans le liquide mixte
V	=	volume du bassin d'aération
Q	=	débit des eaux usées brutes
W	=	débit des boues intentionnellement rejetées
MSE	=	concentration des matières solides en suspension dans l'effluent
MSBAR	=	concentration des matières en suspension dans les boues activées recyclées ou rejetées.

La variable dont le changement permet de maintenir le TRM à sa valeur de consigne, TRM_O, est le débit des boues activées rejetées, R. Dans l'hypothèse où le rejet se produit dans le circuit des boues activées recyclées (BAR), on peut calculer le débit nécessaire en transposant l'équation précédente

$$W = (MSLM \cdot V/TRM_O - Q \cdot MSE) / (MSBAR - MSE)$$

La solution de cette équation pour W demande la substitution de TRM_O par la valeur de consigne choisie, et des autres variables du processus par des valeurs connues. Les variables doivent être mesurées ou estimées pour une gestion efficace du bilan des matières solides. Cette nécessité peut se compliquer de facteurs réduisant la justesse et la précision des estimations à court terme, soit:

i) changements de la concentration en MSBAR en fonction de la charge hydraulique du système, du débit variable du circuit BAR, des modifications dans la décantation, de la position du râteau du décanteur ou du rejet lui-même.

ii) variation des MSE de façon importante en fonction du temps.

iii) mesurage erroné possible du Q ou W.

Si le rejet est fait de façon intermittente, comme c'est le cas dans beaucoup des usines les plus petites, des variations importantes de la concentration en matières solides rejetées peuvent se produire. Elles rendent difficiles une estimation juste et précise du TRM par suite d'un échantillonnage au hasard, peu fréquent, pour l'analyse des matières solides et de mesures inadéquates du débit. L'Environmental Protection Agency des États-Unis a bien traité de ces difficultés[1].

Le CTEU s'est attaqué à ce problème en utilisant dans le circuit des instruments reliés à un mini-ordinateur HP et à son logiciel pour analyser le bilan massique défini par l'équation précédente et pour régler l'électrovalve commandant le rejet des boues de l'usine pilote afin de maintenir la valeur de consigne du TRM. Un programme FORTRAN IV déterminait le bilan des matières solides du système à régulation automatique et la masse des solides perdus dans l'effluent. La valeur de consigne du TRM était fixée par l'opérateur de l'usine pilote, mais elle était rarement modifiée. Comme le débit des boues rejetées était relativement faible à cause de la taille de l'usine, on effectuait le rejet de façon intermittente. L'horaire des rejets était souple et pouvait être modifié par l'opérateur de l'usine à l'aide de la console d'un mini-ordinateur. L'opérateur déterminait le moment d'ouverture de la valve de rejet, le volume maximal et la durée maximale pour chaque période de rejet. Ces décisions opérationnelles ont, jusqu'à un certain point, triomphé des problèmes qui auraient pu provenir de l'imprécision ou du fonctionnement défectueux des capteurs de l'usine. Le programme informatique servait aussi à faire d'autres vérifications de l'intégrité des signaux et du processus. Diverses alarmes sonnaient lorsqu'un problème se posait et sa description était présentée à l'opérateur sur l'imprimante ou la console du mini-ordinateur. Jusqu'au mode 5, le TRM de l'usine parallèle était réglé de façon manuelle par rejet direct en continu de matières solides du bassin d'aération (tableau 19).

Le tableau 20 donne un exemple du rapport informatique des opérations de rejet pour une journée de fonctionnement de l'usine avec régulation automatique. La première colonne donne l'heure à laquelle le rejet commençait. Dans cet exemple, le rejet était prévu à intervalles d'une demi-heure, depuis 3 h jusqu'à 7h30, après que la charge de pointe diurne soit passée par l'usine. Jusqu'à 6 h, dans chaque cas, la contrainte de volume maximal (message 14) a été atteinte et le rejet fut interrompu. À deux occasions (message 5), la concentration des boues activées est descendue en-dessous d'une

TABLEAU 20 HORAIRE DES REJETS À L'USINE, BASÉ SUR LA RÉGULATION DU TRM, LE 9 SEPTEMBRE 1980

Heure (h)	Volume rejeté (L)	Masse dans le système (g)	Rejet accidentel (g)	Rejet intentionnel (g)	Message
3h	50	4 970	151	202	14
3h30	100	4 970	152	390	14
4h	150	4 970	153	566	14
4h30	200	4 970	154	734	14
5h	240	4 960	155	867	14
5h30	290	4 960	156	1 020	14
6h	340	4 940	157	1 160	14
6h30	390	4 930	157	1 290	5
7h	429	4 910	158	1 400	5
7h30	452	4 820	160	1 470	0

TRM réel = 3,00 d
TRM d'équilibre = 3,00 d
Valeur de consigne du TRM = 3,00 d

valeur arbitraire déterminée, ce qui a interrompu le rejet. À la dernière période prévue de rejet (7h30), aucune des contraintes n'a été dépassée et suffisamment de boues furent rejetées pour atteindre la valeur de consigne du TRM, soit trois jours. Une nouvelle période quotidienne de rejet commençait à 8 h. Ce sommaire s'est révélé utile aux opérations. Dans le cas d'un changement soudain du TRM instantané, un calcul se faisait automatiquement pour estimer l'équilibre réel du TRM. L'opérateur voyait les résultats affichés de la façon indiquée au tableau 20. L'équation suivante servait à calculer le TRM d'équilibre:

$$TRM_{éq} = TRM\ (e^{-\Delta t/\Delta TRM})$$

où: Δt = temps écoulé (en jours) depuis le calcul précédent, d'habitude un jour

ΔTRM = différence de TRM mesurée durant le temps écoulé

La figure 39 décrit le TRM instantané déterminé de façon gravimétrique pour les usines avec régulation automatique et manuelle pendant toute la période expéri-

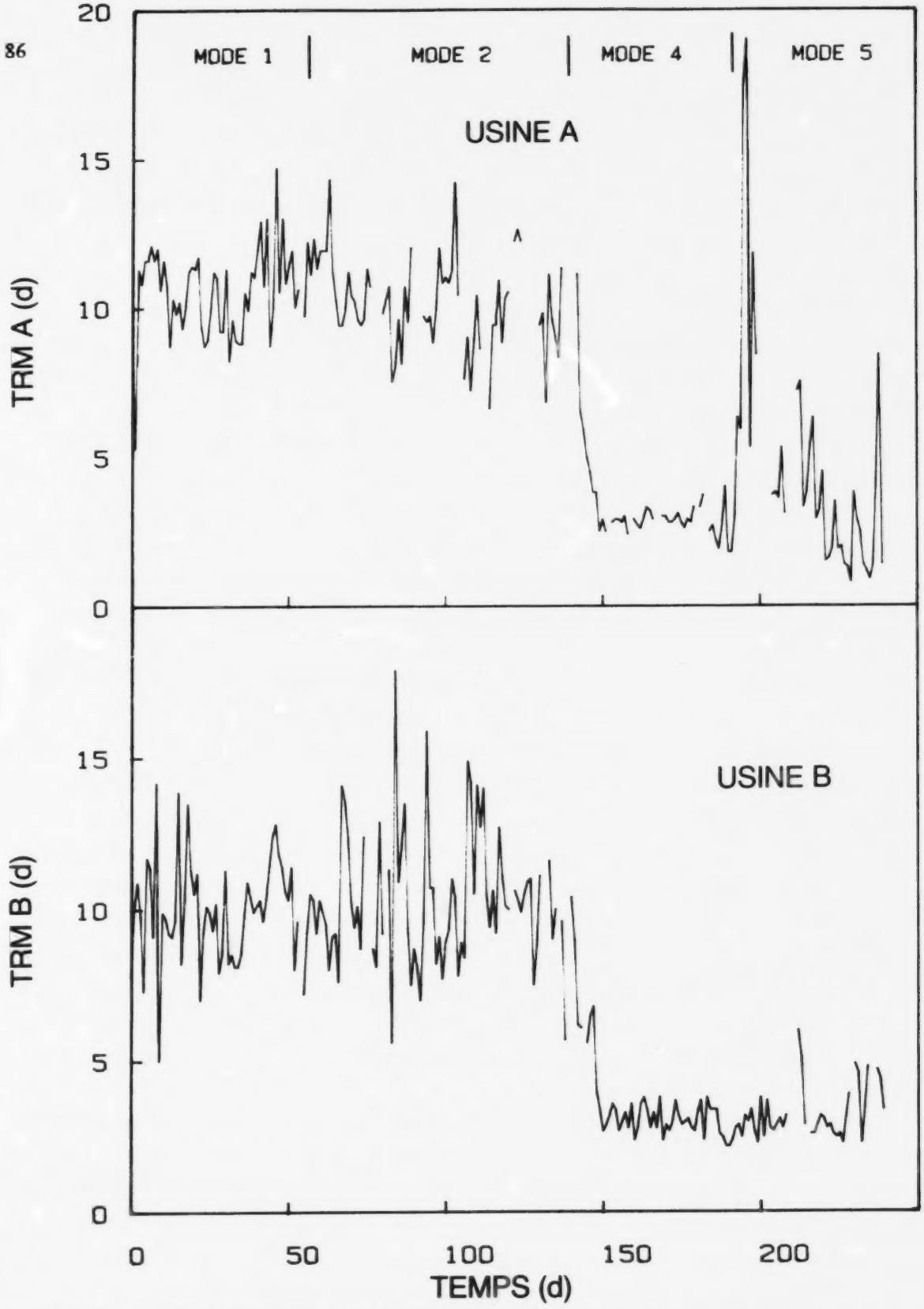


FIGURE 39 TRM INSTANTANÉS DÉTERMINÉS DE FAÇON GRAVIMÉTRIQUE POUR LES USINES PARALLÈLES

mentale décrite au tableau 19. Pour la partie du programme avec régulation automatique du TRM, les valeurs de consignes du TRM étaient de 10 jours pour le mode 2 (jours 57 à 141) et de 3 jours pour le mode 4 (jours 150 à 193).

Après le 193ème jour, à l'usine où la régulation du TRM se faisait auparavant de façon automatique, la régulation des rejets des matières solides s'est faite d'après le taux volumétrique de consommation d'oxygène (TCO) par les micro-organismes (mode 5). Pendant le programme de régulation du TCO, la régulation du TRM devint informatisée à l'usine parallèle où elle se faisait jusque là (avant le 193ème jour) de façon manuelle. On traite séparément de cette période plus loin.

Avant la régulation automatique de TRM, la régulation à la valeur de consigne de 10 jours se faisait de façon manuelle aux deux usines. On n'a effectué les comparaisons entre les usines (tableau 19) que lorsque des données appariées étaient disponibles. D'après celles-ci, on n'a observé aucune différence importante entre les TRM moyens des usines parallèles pendant les périodes de régulation automatique à l'une ou l'autre des valeurs de consigne du TRM (modes 2 et 4). Pendant la période de régulation du TRM à 10 jours, on a observé une petite diminution de l'écart-type à l'usine avec régulation automatique en comparaison de ce qui s'est passé à l'usine parallèle avec régulation manuelle; cependant, on a aussi observé une différence similaire d'écart-type lorsque le TRM des deux usines était régularisé de façon manuelle (mode 1). Pour une valeur de consigne du TRM de trois jours (mode 4), on n'a observé aucune différence de variabilité du TRM entre les usines parallèles à cause du fort volume de boues qu'il fallait rejeter de façon intentionnelle en comparaison des modes de fonctionnement avec un TRM de 10 jours. Pendant les phases de régulation automatique du TRM, on n'a observé aucune différence de qualité de l'effluent en considérant les MSE (tableau 19 et figure 40). On a observé de fortes différences des valeurs moyennes d'IVB des deux usines (tableau 19) et de leur évolution (figure 38). On n'a pas déterminé si ces différences entre les usines provenaient de la régulation de la concentration en OD, de la régulation du TRM ou d'un autre facteur inconnu. Les conclusions de Wells[25] et de Sezgin et coll.[27] suggèrent que la régulation de la concentration en OD serait le facteur responsable. L'investigation des effets de la régulation automatique sur la décantation des boues demande des travaux supplémentaires.

Les résultats indiquent que la régulation instantanée du TRM par ordinateur peut être équivalente à une régulation manuelle "bien effectuée". La régulation manuelle décrite dans le présent article était soigneuse et représente la meilleure situation possible. Les matières résiduaires étaient mesurées avec précision et régularisées par

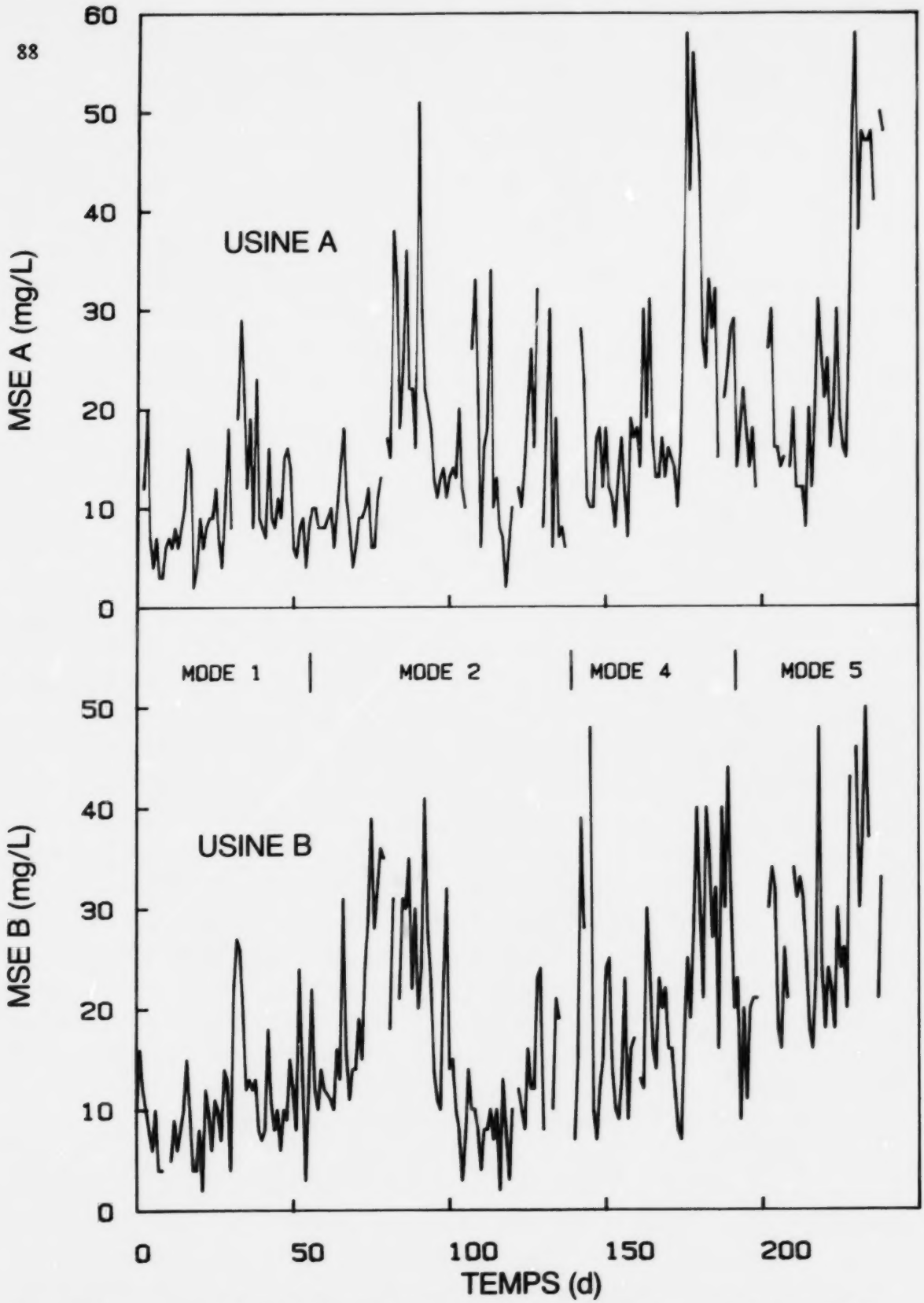


FIGURE 40 MATIÈRES SOLIDES EN SUSPENSION DANS L'EFFLUENT MESURÉES DE FAÇON GRAVIMÉTRIQUE DANS LES USINES PARALLÈLES

échantillonnage composite des effluents ainsi que par collecte, mélange complet et analyse gravimétrique de l'ensemble des boues rejetées intentionnellement. En grandeur réelle, cela serait très difficile et l'on pourrait s'attendre à ce que la variation du TRM instantané dans le mode de régulation manuelle soit plus forte que celle rapportée ici. Normalement, le personnel d'une usine ne fait l'échantillonnage qu'une fois ou deux par jour et il n'effectue la régulation qu'en se basant sur ces seuls résultats. Ce problème est parmi ceux identifiés comme étant les plus sérieux facteurs de limitation de l'efficacité d'une usine[1]. L'accroissement de l'utilisation d'instruments en circuit et de régulation informatique des autres processus ayant lieu à l'usine signifie que la capacité de régulation automatique du TRM existe bel et bien et qu'elle continuera d'exister. Il est nécessaire de vérifier en grandeur réelle la technique de régulation automatique du TRM parallèlement au processus manuel pour en approfondir les répercussions.

5.3 Régulation du taux de consommation d'oxygène (TCO)

Une des hypothèses propres à la régulation du TRM est qu'une fraction constante des matières solides volatiles en suspension dans le liquide mixte (MVSLM) est vivante et active. Cela est probablement plus près de la vérité dans le cas des cultures pures, ce que ne sont pas les boues activées. Dans des conditions opérationnelles qui ne sont pas optimales ou qui sont toxiques, l'hypothèse peut être totalement inadéquate. On accepte cependant en général que la biomasse active est indiquée de façon précise par le TCO.

Déjà en 1969, Brouzes[28] rapportait l'utilisation, en France, du taux volumétrique de consommation d'O_2 (TCO) pour contrôler et régulariser les systèmes à boues activées. Le TCO était mesuré en direct par régulation et mesure de la concentration en OD et du débit d'air. La connaissance du pouvoir d'oxygénation ou de l'efficacité d'échange d'O_2 du système d'aération permettait de calculer automatiquement le TCO. En France, la régulation d'une centaine d'usines se fait actuellement par cette technique avec un équipement analogique ou numérique[29]. À la base, la régulation dépend du débit de boues rejetées afin de maintenir un taux de croissance spécifique et un TCO choisi. Brouzes[28] a présenté une quantité limitée de renseignements montrant que cette technique réduit vraiment les variations du taux de croissance.

Dans le cas des cycles diurnes répétitifs de la charge d'une usine, le TCO correspond à peu près à l'activité respiratoire endogène pendant la période de faible charge. Ce genre de cycle est très fréquent dans les usines d'épuration des eaux d'égout des municipalités. Le cycle exact est spécifique à chaque endroit. En général, les faibles

charges organiques et hydrauliques se produisent tôt le matin, p. ex. entre 3 et 6 heures. Des accroissements brusques de la charge hydraulique diurne peuvent précéder l'augmentation de la charge organique de plusieurs heures. Pour l'activité domestique, cela est vrai en général, mais difficile à prédire. Le matin, entre 6 et 10 heures, de fortes concentrations en $N\text{-}NH_4$ peuvent prédominer, mais cela aussi est spécifique à chaque endroit[30].

Pour calculer en direct le TCO dans le cas d'un système à diffusion d'air à mélange complet, on doit estimer ou mesurer plusieurs paramètres du processus, entre autres: la concentration en OD (C), la température (t), le débit d'air (Q_{air}), les débits d'eaux usées brutes (Q) et du recyclage (R), la concentration de saturation de O_2 dans l'effluent (βC_s), et le coefficient d'échange d'O_2 (K_La) du système d'aération dans les conditions du traitement, et le volume de liquide dans le bassin d'aération (V). Des facteurs de correction pour la température sont nécessaires pour K_La et C_s. Pour les méthodes, les limitations et les problèmes que l'on peut rencontrer à l'estimation du K_La, on devrait consulter le document récemment publié par l'EPA des États-Unis, intitulé "Workshop Toward an Oxygen Transfer Standard"[31].

On peut poser une équation de bilan massique pour bassin d'aération:

O_2 accumulé = Entrées d'O_2 - Sorties d'O_2

Si la concentration en OD est négligeable dans les circuits d'alimentation et de recyclage, on obtient:

$$VdC/dt = K_La \cdot V(\beta C_s - C) - TCO' - (Q+R) \cdot C$$

Si la concentration en OD du bassin d'aération est régularisée à une valeur de consigne stationnaire, tel que mentionné auparavant,

$$dC/dt = 0$$

et le TCO peut être calculé après transposition de l'équation précédente

$$TCO' = K_La \cdot V \cdot (\beta C_s - C) - (Q+R) \cdot C$$

Le taux volumétrique de consommation d'oxygène est calculé en divisant le tout par le volume, ce qui donne

$$TCO = K_La \cdot (\beta C_s - C) - (Q+R) \cdot C/V$$

En pratique, K_La est souvent fonction linéaire du débit d'air avec limites:

$$K_La = mQ_{air} + b$$

où: m = pente

b = ordonnée à l'origine

ainsi que de la température:

$$(K_L a)_T = K_L a_{20} \cdot \theta^{T-20}$$

où: θ = 1,024

T = température, °C

C_s = 515,28/ (T+35)

pour un système donné d'aération par diffusion d'air ayant une géométrie fixe et des caractéristiques d'un fluide. Des essais effectués par Sorensen[7] et le CTEU ont montré que la βC_s est relativement constante dans l'effluent des boues activées et très voisine de la valeur théorique (C_s) pour l'eau pure (β, ≈ 1,0). Des tests doivent être effectués pour évaluer la relation entre le $K_L a$ et le débit d'air dans des systèmes réels. Dans le cas des systèmes d'aération par brassage, le $K_L a$ pourrait être relié à la puissance de l'aérateur plutôt qu'au débit d'air.

Pendant le processus, la valeur du $K_L a$ peut être affectée par les changements en distribution d'air, le colmatage des diffuseurs, les surfactifs et les matières solides en suspension. Sorensen[7] et Kayser[32] ont montré que le $K_L a$ du processus est à peu près le même dans un réacteur à boues activées à mélange complet produisant un effluent de bonne qualité (moins de 30 mg/L de DBO_5) que dans l'eau du robinet. Boon[33] a aussi montré que le rapport $K_L a$(processus) /$K_L a$(robinet) se situe entre 0,8 et 1,0 à la décharge des réacteurs en continu à boues activées non homogènes. Ces résultats montrent que l'on peut obtenir par des mesures expérimentales de bonnes estimations de la relation entre le $K_L a$(processus) et le débit d'air pour les réacteurs à mélange complet. On a rapporté peu de travaux précis concernant l'estimation en direct du rapport $K_L a$(processus) /$K_L a$(robinet). Holmberg[34] a donné des indications excellentes du potentiel d'estimation en direct. Ce domaine demande davantage de recherches, surtout pour déterminer les valeurs du $K_L a$(processus) qui varie dans le temps et dans l'espace. Afin de satisfaire à ce besoin, le CTEU étudie l'emploi de régulateurs autoréglants de la concentration en OD pour permettre l'estimation en direct de l'état et des paramètres.

La figure 41 montre la relation déterminée de façon expérimentale entre le $K_L a$ et le débit d'air à l'usine pilote du CTEU pendant la période de rejet de boues avec régulation du TCO. La pente de la relation tracée indique que, pour cette usine pilote, de fortes augmentations du débit d'air n'amèneraient que de modestes améliorations à

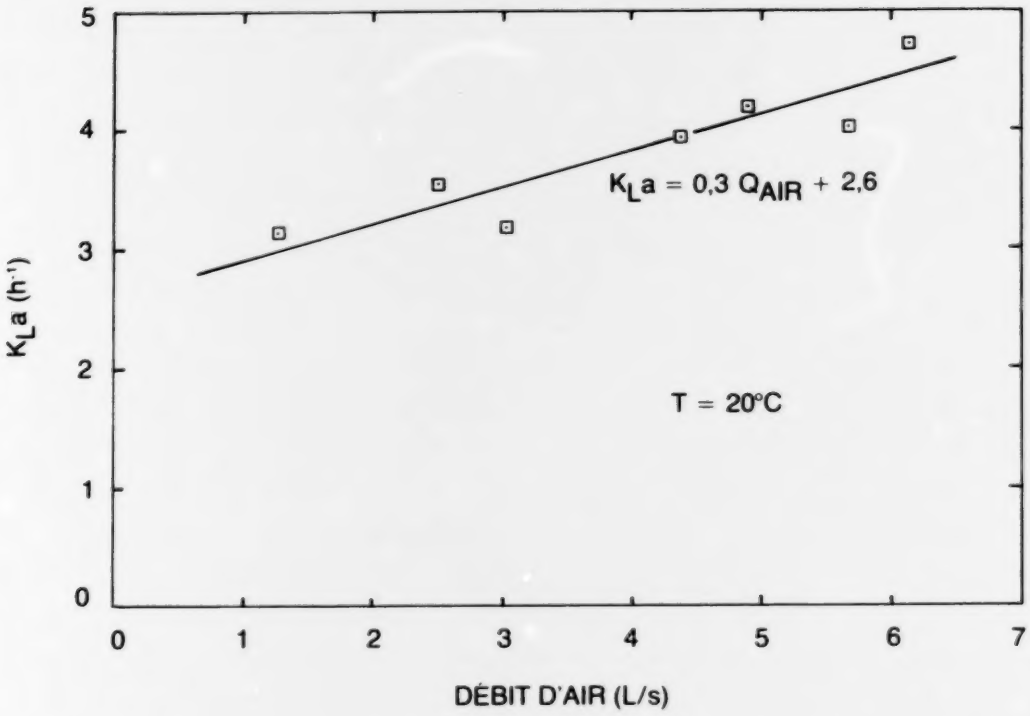


FIGURE 41 RELATION ENTRE LE K_La ET LE DÉBIT D'AIR À L'USINE PILOTE

l'efficacité d'échange d'O_2 dans la plage d'intérêt. Cela a des répercussions importantes dans le choix de l'équipement d'aération, car des augmentations minimales du débit d'air sont énergétiquement souhaitables pour satisfaire à l'augmentation de la demande en O_2. La consommation d'air a un effet direct sur les besoins énergétiques d'une usine et un échange efficace d'O_2 est essentiel.

La période de régulation d'après le bilan des matières solides basé sur le TCO (mode 5, tableau 19) a commencé à l'une des usines parallèles le 194e jour et s'est poursuivie jusqu'à la fin de l'étude. À l'autre usine, l'approche a été celle de la régulation automatique du TRM en fixant la valeur de consigne à trois jours.

Les équations précédentes ont servi à calculer le TCO du réacteur de l'usine pilote avec l'aide d'instruments en direct reliés au mini-ordinateur. Le TCO a été calculé à intervalles de cinq secondes et la moyenne faite à intervalles de 15 minutes, à l'aide d'un programme FORTRAN IV avec extensions en temps réel. Comme pour la régulation du TRM, le rejet programmé de boues s'effectuait à la charge de pointe habituelle du soir. Le rejet se faisait d'habitude n'importe quand après 3 h, afin que les estimations du TCO s'approchent de l'équivalent endogène vers la fin de la période de 24 h, à 8 h.

Le but de la régulation est de limiter les pertes de boues afin de maintenir une activité spécifique de la biomasse en terme de TCO pour la charge prévue pour le lendemain. La valeur de consigne du TCO était choisie pour assurer le degré nécessaire d'activité de la biomasse et d'oxydation du substrat. On déterminait la valeur de consigne en étudiant les registres de l'usine indiquant que le traitement avait été adéquat à un certain TCO mesuré.

Au CTEU, une valeur de consigne de 22 mg/L•h du TCO volumétrique donnait en moyenne un TRM à l'équilibre d'environ trois jours pour les eaux usées de Burlington. Cette valeur conduisait à un traitement que l'on considérait égal à celui obtenu, en moyenne, à l'usine par régulation automatique du TRM. Le tableau 21 résume les rejets effectués le 2 octobre 1980 à l'usine pilote avec régulation du TCO. Ce tableau montre que les rejets ont commencé à 3 h, comme l'opérateur de l'usine pilote l'avait programmé sur la console du miniordinateur, et qu'ils ont continué à intervalles d'une demi-heure. À la fin de cette période de 24 heures, la valeur de consigne de 22 mg/L•h du TCO n'était pas atteinte, car les contraintes de volume de boues éliminées et de durée étaient dépassées à chaque période de rejet (messages 13 et 14). Dans chacune des deux usines parallèles, l'OD était régularisé automatiquement à une valeur de 2 mg/L.

La figure 42 montre le TCO calculé pour la période de 24 heures du 2 octobre 1980. Les charges hydrauliques et organiques de pointe se sont produites vers 20 h. Le TCO de pointe concordait avec la charge de pointe par suite de l'accroissement de l'activité microbienne de synthèse cellulaire et de respiration oxydative. Après 3 h, moment où le rejet de boues commença, on pouvait voir que le TCO décroissait à un taux à peu près constant qui, comme l'indique le tableau 21, coincide avec le taux de rejet de boues. La valeur de consigne de 22 mg/L•h visée pour le TCO n'a pas été atteinte à l'intérieur des contraintes de temps ou de rejet allouées pour les conditions de charge particulières à l'usine. Le TCO final pour la période de 24 h, atteint à 7h30, avait une valeur de 22,85 mg/L•h. On peut aussi voir que le TRM instantané n'était que de 1,74 d, indiquant une activité relativement élevée pendant le processus et que, par conséquent, la quantité maximale admissible de boues a été éliminée afin de réduire l'activité mesurée par le TCO. En général, on a observé de fortes charges et une activité élevée pendant les jours du milieu de la semaine, ce qui amenait une augmentation des rejets et une diminution des TRM instantanés. Les données apparaissant à la figure 42 correspondent au cycle d'un jeudi (le 2 octobre 1980). Le TRM instantané dans le système parallèle était de trois jours. De façon réciproque, à cause de la diminution des charges et de la diminution correspondante du TCO, il y avait pendant la fin de semaine moins de rejet de

TABLEAU 21 HORAIRE DES REJETS BASÉ SUR LA RÉGULATION DU TCO À L'USINE, LE 2 OCTOBRE 1980

Heure (h)	Volume rejeté (L)	Masse dans le système (g)	Rejets accidentels (g)	Rejets intentionnels (g)	TCO (mg/L•h)	TCOS (mg/g MSLM•h)	Message*
3h	50	5205	98	476	26	11,4	14
3h30	100	5222	188	912	26	11,2	14
4h	140	5234	101	1220	26	11,0	14
4h30	185	5241	103	1560	25	11,4	14
5h	229	5239	104	1865	24	11,8	13
5h30	272	5232	105	2115	24	11,8	13
6h	312	5220	104	2330	23	12,0	13
6h30	350	5205	106	2520	23	12,9	13
7h	386	5187	107	2700	23	13,0	13
7h30	421	5146	108	2850	22	12,6	13

TRM instantané = 1,74 d
TRM à l'équilibre = 2,66 d
Valeur de consigne du TCO = 22,00 mg/L•h

* Le message 13 indique que la contrainte de temps est dépassée; le message 14 indique que la contrainte de volume est dépassée.

boues à l'usine fonctionnant avec régulation de TCO qu'à celle où il y avait régulation automatique de TRM.

La figure 43 résume la distribution de probabilité des TRM instantanés de chaque usine pendant la période de régulation du TCO. Les médianes des TRM étaient à peu près égales soit environ 3,5 jours pour l'usine avec régulation du TCO et 3 jours pour l'usine avec régulation du TRM; cependant, le TRM du système avec régulation du TCO variait de façon importante. Les données montrent que le TRM instantané à l'usine avec régulation du TCO suivait un cycle hebdomadaire où les valeurs élevées apparaissaient d'habitude pendant la fin de semaine. Cela concordait avec des charges organiques faibles. La baisse du TCO par suite de la diminution de la respiration a causé moins de rejet de boues à l'usine avec régulation du TCO pendant les périodes de faibles charges et davantage de rejet aux fortes charges organiques. Comme plusieurs auteurs l'ont souligné, le TCO est un indicateur efficace de l'activité et de la croissance microbiennes et peut être suivi avec des analyseurs existants d'OD et du débit d'air.

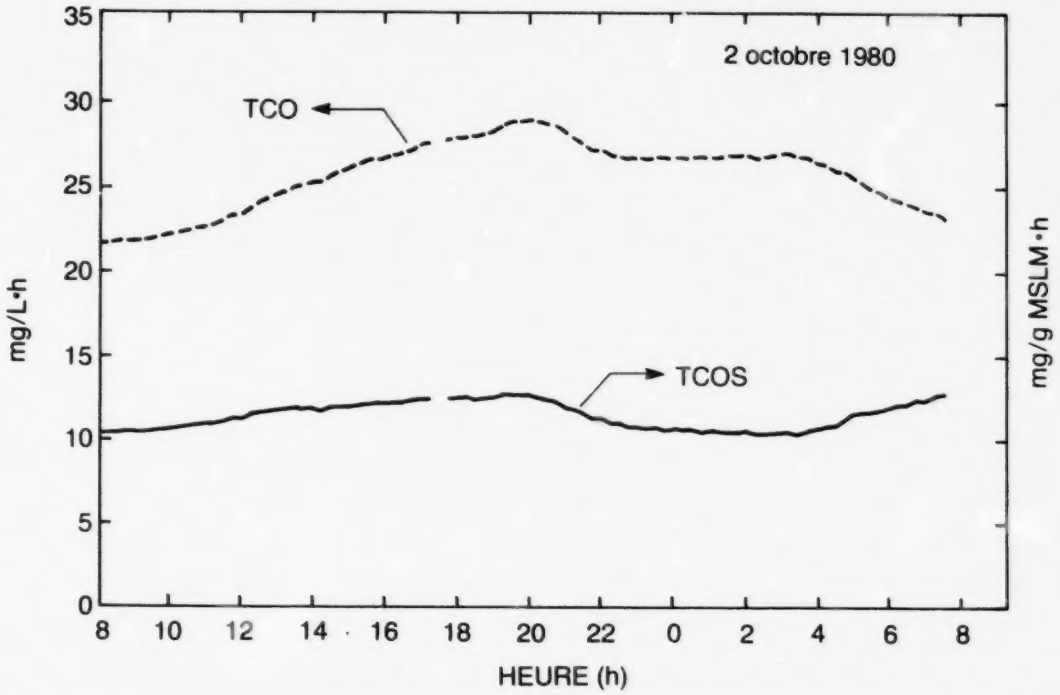


FIGURE 42 TAUX DE CONSOMMATION D'OXYGÈNE ET TAUX DE CONSOMMATION D'OXYGÈNE SPÉCIFIQUE, LE 2 OCTOBRE 1980

L'appariement des données a permis d'observer une légère amélioration de la moyenne des matières solides en suspension dans l'effluent (MSE) de l'usine avec régulation de TCO en comparaison de celle de l'usine avec régulation du TRM (tableau 19). Il faudrait davantage de données pour indiquer de façon convaincante une différence réelle dans les MS dans les effluents sur une longue période.

Même si la différence des moyennes d'IVB n'était pas significative pendant la période de régulation du TCO, la variation de l'IVB et sa valeur de pointe à l'usine avec régulation du TRM étaient beaucoup plus élevées qu'à l'usine avec régulation du TCO. La période étudiée n'était pas suffisante pour déterminer si les modes de régulation de la quantité totale de boues influaient de façon significative sur l'IVB de chaque usine.

Il faudrait davantage de travaux pour évaluer complètement l'importance de la régulation de la quantité totale des boues d'après la consommation d'oxygène, mais c'est là un mode techniquement faisable qui réduit de façon efficace les variations d'activité microbienne mesurées par le TCO. Tel que mentionné par Holmberg[34], les travaux ultérieurs devraient viser à l'estimation récursive du TCO et du $K_L a$ du processus. Tous

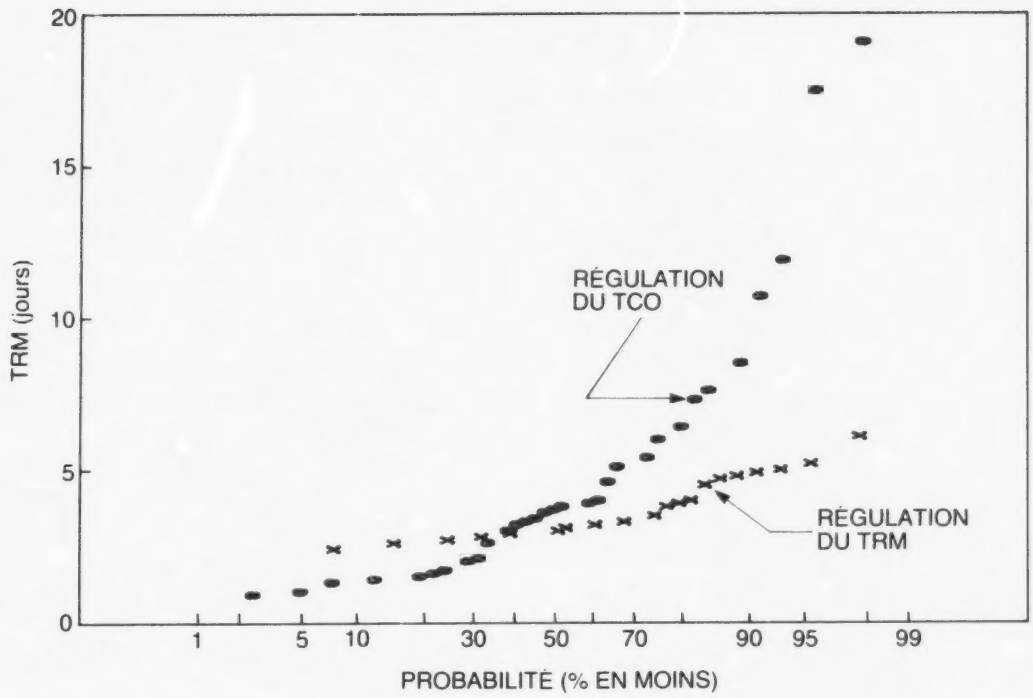


FIGURE 43 DISTRIBUTION DES TRM INSTANTANÉS AUX USINES AVEC RÉGULATION DU TCO ET DU TRM

les travaux expérimentaux devraient être effectués sur des périodes suffisamment longues pour vérifier les observations.

5.4 Régulation dynamique de l'alimentation étagée

Pour atténuer les apports transitoires que des charges soudaines font subir au processus et la variation diurne normale des charges en respectant les contraintes imposées par la régulation du TRM, on a besoin de techniques additionnelles de régulation. Avec l'apparition de la technologie informatisée abordable et de l'équipement de détection en direct, on a dirigé davantage ces efforts vers le développement de moyens à court terme[35,36].

Le taux de consommation d'oxygène spécifique (TCOS) décrit par Andrews[37] est un indicateur dynamique de l'activité des boues, de la nature des polluants et de la concentration en substrat dans le réacteur, et il est défini ainsi:

$$TCOS = TCO/X$$

où: TCOS est le taux de consommation d'oxygène spécifique (mg O_2/g MSLM•h), TCO est le taux volumétrique de consommation d'oxygène (mg O_2/L•h), et X est la concentration en MSLM (g/L).

La régulation du TCOS à une valeur de consigne fournirait une méthode de régulation du procédé à boues activées exposé aux charges transitoires. Une valeur constamment faible du TCOS indiquerait que l'élimination des composés organiques de l'affluent est complète.

Un système d'alimentation en plusieurs étapes (figure 44) peut permettre de faire varier la distribution de la charge aux divers points de l'aérateur, provoquant pendant un court intervalle la redistribution des matières solides d'un compartiment à l'autre du système. Tel qu'indiqué plus haut, le TCOS est fonction de la concentration en MSLM; on peut le maintenir à une valeur de consigne dans le dernier compartiment en changeant le mode de contact de l'affluent. Le fait de maintenir constant le TCOS dans le dernier compartiment devrait régulariser la concentration du substrat dans l'effluent rejeté au décanteur secondaire.

5.4.1 Simulations informatiques. Il n'est pas économiquement ou physiquement possible de vérifier toutes les variantes des modifications ou des changements de traitement envisageables des systèmes en grandeur réelle ou à l'échelle pilote à cause de la longueur des temps de réaction caractéristiques des systèmes biologiques. Pour arriver à une compréhension générale de la dynamique des processus, on s'est servi d'un modèle dynamique de simulation informatique décrivant la modification par alimentation étagée du procédé aux boues activées. Ces renseignements ont servi à mettre au point un plan de régulation dynamique et une conception expérimentale du système à l'échelle pilote.

On a utilisé une simulation informatique du processus d'alimentation étagée, afin de:

a) comprendre la dynamique de la distribution des matières solides dans le système après un changement du mode du contact de l'affluent,
b) déterminer si le TCO du dernier compartiment du procédé d'alimentation étagée était directement relié à la concentration en substrat de ce même compartiment,
c) déterminer l'effet qu'un changement de la concentration en substrat de l'affluent (alimentation étagée) avait sur le TCOS et la concentration en substrat de l'effluent, et
d) déterminer si les cinétiques de croissance et de décomposition de la biomasse devraient être considérées dans la conception du régulateur.

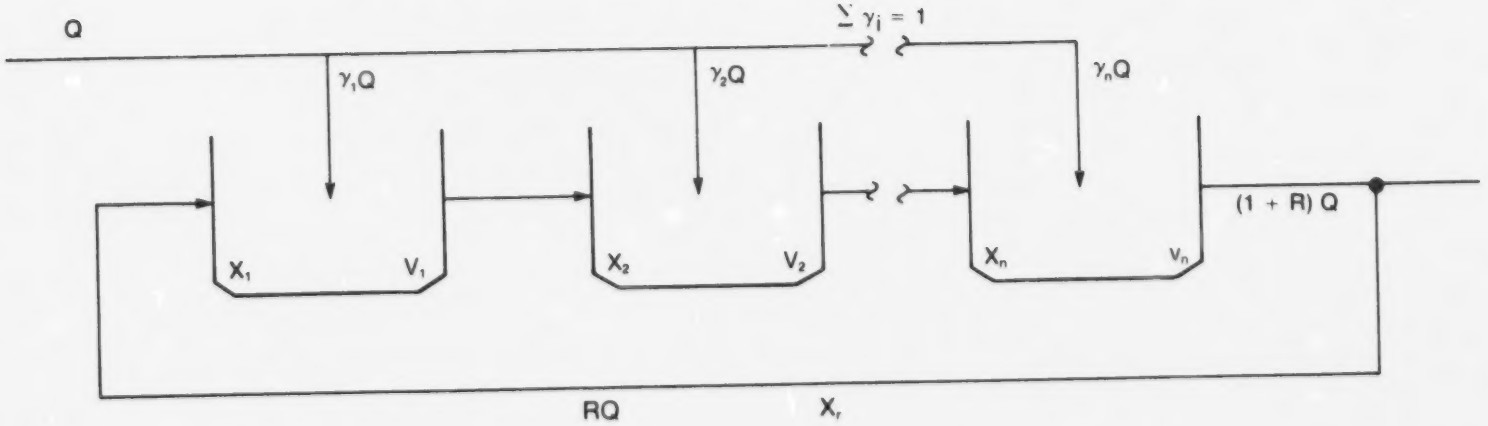


FIGURE 44 SCHÉMA DE L'ALIMENTATION ÉTAGÉE

À l'université Clemson, Andrews et ses collaborateurs[38,39] ont proposé des dynamiques et des interactions microbiennes décrivant la partie aérateur du procédé à boues activées. Comme le montre la figure 45, le modèle consiste en un système séquentiel de réactions biologiques. La concentration de la partie volatile de la biomasse de l'aérateur était subdivisée en fractions stockées, actives et inertes (non viables). Dans le littérature, Ekama et Marais[40] ainsi que Clifft et Andrews[22] ont prouvé la justesse de cette description du réacteur biologique.

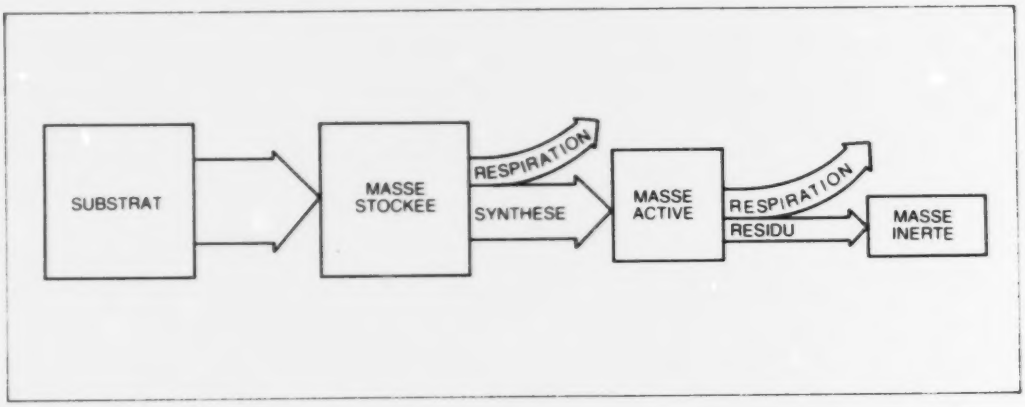


FIGURE 45 MODÈLE DE CLEMSON DES RÉACTIONS BIOLOGIQUES[2]

L'un des principaux défauts de la modélisation du procédé à boues activées fut une représentation inadéquate des capacités du décanteur secondaire, ce qui rend difficile la prévision des concentrations en matières solides en suspension dans l'effluent. Comme il était prévu que ce modèle simulé serait un dispositif de sélection, on s'est servi d'un modèle simplifié de décanteur. Pour estimer la concentration des boues recyclées, on a fait un bilan massique aux environs du décanteur en faisant l'hypothèse que les concentrations en matières solides dans l'effluent étaient constantes.

On a inclus dans le modèle la possibilité de faire fonctionner N bassins en série avec distribution de l'affluent d'alimentation étagée (figure 44). Les conditions simulées de fonctionnement d'une usine étaient celles dont l'application était prévue à l'usine pilote.

Les conditions de régime permanent étaient atteintes pour N compartiments reliés en série avec distribution du débit de l'affluent dans le premier compartiment (a_1 = 1); le débit de l'affluent était alors amené au dernier compartiment (a_N = 1). Les figures 46, 47 et 48 montrent les réactions transitoires des concentrations en MSLM, des concentrations du substrat dans le réacteur, et des TCOS pour un système d'alimentation étagée à trois compartiments.

La comparaison des figures 47 et 48 indique une relation directe entre le TCOS et la concentration en substrat des compartiments. Cela prouvait la justesse de la proposition de Andrews[37] (1977) envisageant l'utilisation du TCOS pour mesurer la concentration en substrat. En gardant constante la valeur du TCOS, on devrait pouvoir régulariser la quantité de substrat dans l'effluent.

Une fois les conditions de régime permanent atteintes pour a_3=1, on a un apport étagé ($A_é$) en concentration de substrat allant de 130 à 300 mg de DBO/L au temps t_6 (1,5 h) (figure 49). Une augmentation rapide du TCOS dans le troisième compartiment

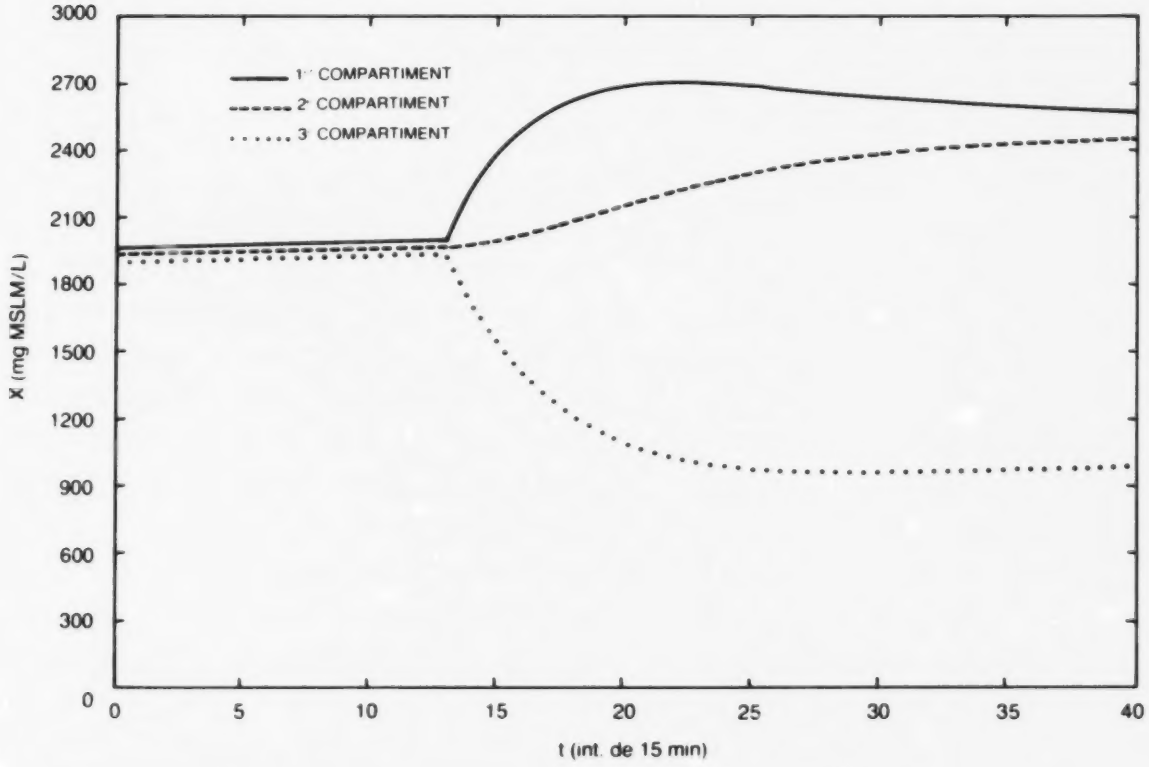


FIGURE 46 MODÈLE DE CLEMSON DES MSLM RÉSULTANTES

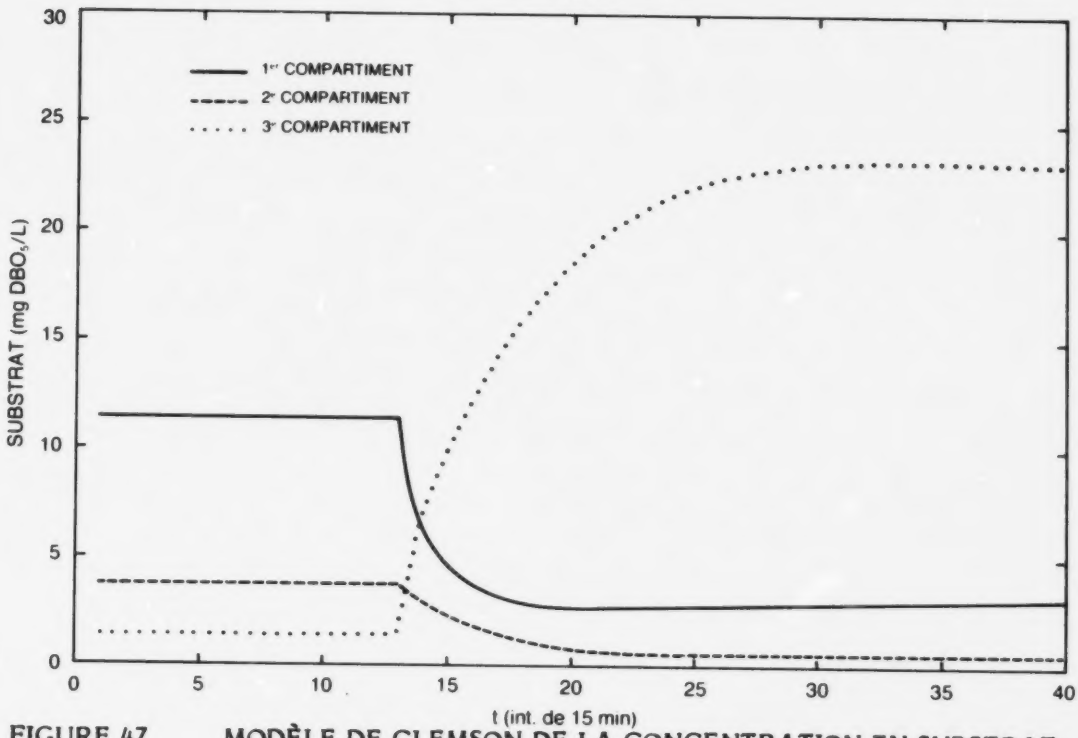


FIGURE 47 MODÈLE DE CLEMSON DE LA CONCENTRATION EN SUBSTRAT RÉSULTANTE

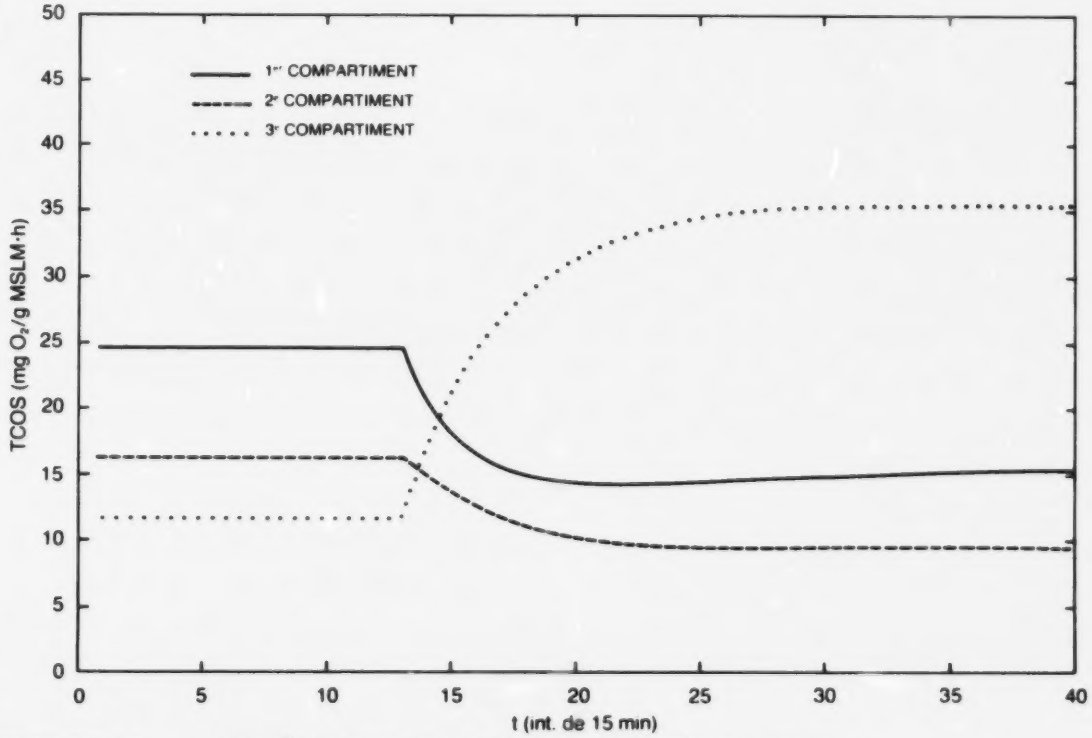


FIGURE 48 MODÈLE DE CLEMSON DU TCOS RÉSULTANT

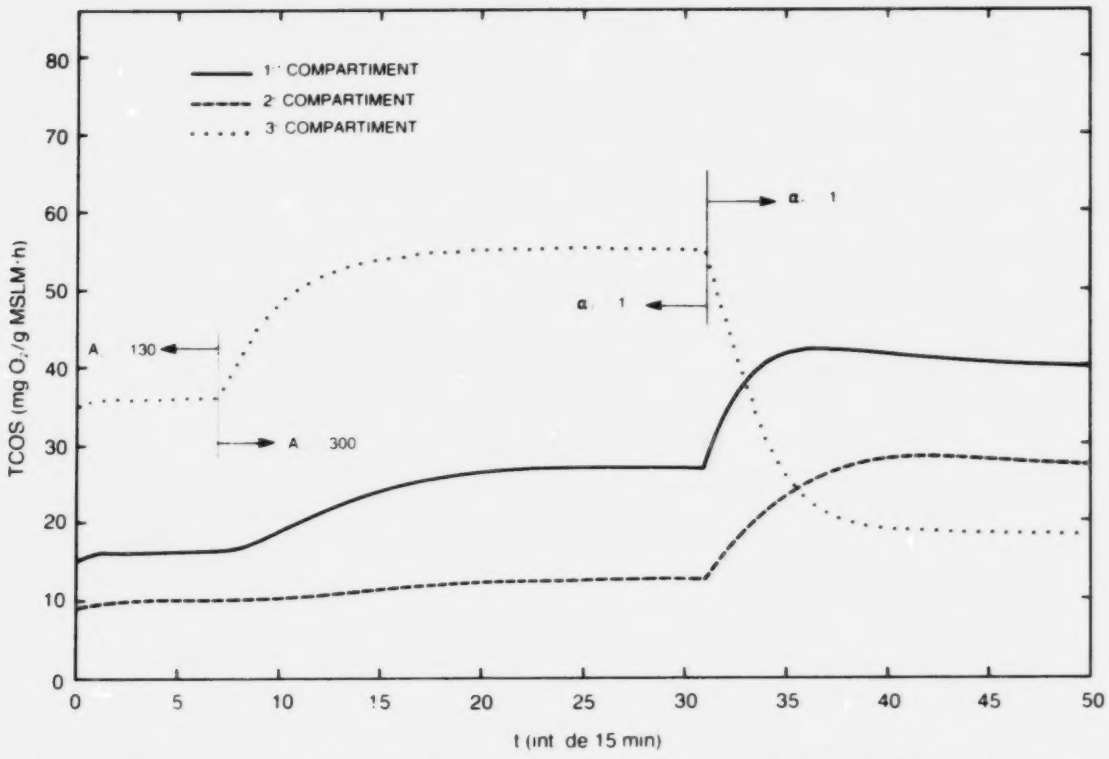


FIGURE 49 TCOS RÉSULTANT DU TEST DE L'AFFLUENT ÉTAGÉ (MODÈLE DE CLEMSON)

s'est produite à cause de la faible concentration en MSLM en régime stationnaire.

Pour compenser l'accroissement de la charge organique, on a augmenté la concentration en matières solides du dernier compartiment en dirigeant tout l'affluent vers le premier compartiment (α_1=1) au temps t_{32} (7,7 h). Après la modification étagée, le changement de la concentration en MSLM était à peu près de 620 mg/L•h et la croissance ainsi que la décomposition biologique résultantes atteignaient 30 mg/L•h. Pour la période de réaction, on peut négliger les changements mineurs causés par l'activité biologique. Le substrat amené au décanteur dans l'effluent était inférieur de plus de 30 unités de TCOS. Les temps de réaction des MSLM concordaient avec ceux observés auparavant en faisant passer tout l'affluent du premier au dernier compartiment.

En réaction à l'augmentation de la charge en affluent, le mode de contact fut rectifié de façon à distribuer davantage d'affluent à la partie avant de l'aérateur pour traitement maximal . Réciproquement, on aurait distribué l'affluent à la partie arrière de l'aérateur s'il s'était produit une baisse de la charge de l'affluent. L'importance de la variation dépend de la valeur de consigne choisie pour le TCOS.

5.4.2 Mode de régulation. En se basant sur des simulations informatiques, on a choisi un mode de régulation maintenant une activité constante des boues dans le dernier compartiment pendant le processus d'alimentation étagée. On a régularisé le TCOS à sa valeur de consigne en contrôlant en direct le taux volumétrique de consommation d'oxygène (TCO) et en modifiant les concentrations en MSLM entre les compartiments. D'après la définition du TCOS, on a calculé de la façon suivante la concentration souhaitée en MSLM dans le dernier compartiment:

$$X_s = \frac{TCO_N}{TCOS_o} \qquad (5.1)$$

où: Xs est la concentration en MSLM dans le dernier compartiment (mg/L),
TCO_N est le taux volumétrique de consommation dans le dernier compartiment (mg O_2/L•h), et
$TCOS_o$ est la valeur de consigne du TCOS dans le dernier compartiment (mg O_2/g MSLM•h).

La valeur de consigne du TCOS est spécifique à chaque système et devrait être choisie pour obtenir une qualité acceptable de l'effluent, ainsi que des caractéristiques favorables à la décantation et à l'épaississement des boues[37].

La simulation informatique a démontré que la croissance biologique à court terme n'était pas importante en comparaison de l'échange hydraulique des matières solides entre compartiments. On a ensuite exprimé comme suit le bilan massique des matières solides pour un réacteur à alimentation étagée à trois compartiments:

$$\frac{dX_1}{dt} = \left[(RX_r - 1 - \alpha_2 - \alpha_3 + R)\, X_1\right] \frac{Q}{V_1} \qquad (5.2)$$

$$\frac{dX_2}{dt} = \left[(1 - \alpha_2 - \alpha_3 + R)\, X_1 - (1 - \alpha_3 + R)\, X_2\right] \frac{Q}{V_2} \qquad (5.3)$$

$$\frac{dX_3}{dt} = \left[(1 - \alpha_3 + R)\, X_2 - (1 + R)\, X_3\right] \frac{Q}{V_3} \qquad (5.4)$$

$$\alpha_1 = 1 - \alpha_2\ \alpha_3 \qquad (5.5)$$

où: X_k est la concentration en MSLM du compartiment k (mg/L),
V_k est le volume du compartiment k (L),
α_k est la distribution du débit dans le compartient k (sans dimension).
X_r est la concentration en boues activées recyclées (mg/L),

Q est le débit de l'usine (L/h), et

R est la proportion de recyclage (sans dimension).

Ces équations différentielles simultanées ont été résolues numériquement à l'aide d'un sous-programme d'ordre quatre de Runge Kutta. On a choisi un intervalle d'intégration égal à 100 minutes. Des capteurs en direct ont servi à mesurer les conditions initiales nécessaires à l'intégration.

Pour calculer les valeurs optimales de α_2 et α_3 pouvant minimiser la fonction, on s'est servi de la méthode non linéaire de Box[41].

$$\text{Min } (X_{des} - X_3)^2 \tag{5.6}$$

Voici les contraintes d'inégalité explicites et implicites ayant servi à l'optimisation:

$$\alpha_2 \leq 1 \tag{5.7}$$

$$\alpha_3 \leq 1 \tag{5.8}$$

$$\alpha_2 + \alpha_3 \leq 1 \tag{5.9}$$

On a utilisé des intervalles de régulation de 15 minutes pour mettre à jour le tracé de la réaction de X_n. La réaction instantanée du TCOS causée par la régulation tendait vers la valeur de consigne choisie. Cette méthode de régulation était semblable à celle appliquée par Richalet et coll.[42] dans l'industrie.

5.4.3 Fonctionnement de l'usine pilote. On a effectué la vérification en usine pilote à l'aide des deux usines fonctionnant en parallèle au Centre technique des eaux usées. Le traitement dans l'un des systèmes (l'usine A) consistait en une alimentation étagée dans trois compartiments avec recyclage, alors que l'autre (usine B) se faisait dans un réacteur à mélange complet à un seul compartiment avec recyclage.

On donne au tableau 22 un résumé des conditions d'exploitation des deux systèmes. Pour maintenir constant le taux de croissance biologique moyen et pour minimiser la nitrification, le TRM aux deux usines était régularisé automatiquement à trois jours. Le débit des eaux usées des deux systèmes était régularisé d'après une courbe sinusoidale de 24 h dont le débit de pointe coincidait avec la période où la concentration en affluent organique était maximale. La température était réglée à environ 16°C et la proportion de recyclage était fixée à 0,5. On a installé des débitmètres dans l'aérateur du système B et dans le dernier compartiment du système A. On s'est servi d'algorithmes numériques PI de régulation pour maintenir les niveaux d'oxygène dissous à 2 mg/L à l'exception du dernier compartiment du système régularisé où l'on maintenait 3 mg/L.

TABLEAU 22 CONDITIONS DE FONCTIONNEMENT DE L'USINE PILOTE (usines A et B)

Débit (L/h)	480 + 146 sin (2πt/24)
TRH moyen (h)	4,6
Valeur de consigne du TRM (d)	3
Rapport MN/MO (mg DBO_5/g MSLM•d)	0,1 - 0,7
Proportion recyclée	0,5
Température (°C)	16
OD_o (mg/L)	2-3

On a effectué des tests de ré-aération sur le dernier compartiment du système A et sur le système B afin d'estimer les coefficients volumétriques d'échange d'oxygène ($K_L a$). Des estimations numériques furent obtenues grâce à l'analyse non linéaire par les moindres carrés. Comme le montre la figure 50, on a relié de façon empirique le débit d'air (DAA) et le $K_L a$. Le taux volumétrique de consommation d'oxygène pouvait alors être calculé en direct d'après le bilan massique du réacteur considéré.

Pour le système à alimentation étagée, on a calculé le TCO en direct de la façon suivante:

$$TCO_k = K_L a\,(C_s - C_{o,k}) + (1-\alpha_{k-1} + R)\,C_{o,k-1} - (1+R)C_{o,k}\ Q/Vk$$

où: TCO_k est la consommation volumétrique d'oxygène du réacteur k (mg O_2/L•h),
$K_L a$ est le coefficient volumétrique d'échange massique d'oxygène (h^{-1}),
C_s est la concentration de saturation en OD des eaux usées (mg/L),
$C_{o,k}$ est la concentration régularisée en OD du réacteur k (mg/L), et
d_{k-1} est la proportion du débit provenant du réacteur précédent.

5.4.4 Résultat de la régulation à l'usine pilote. Au début, on a imposé au système A une régulation constante du TCOS, en optimalisant le débit d'affluent aux trois compartiments. La valeur de consigne choisie pour le TCOS était de 15 mg O_2/g MSLM. On n'a pas obtenu de minimum unique pour la fonction de l'objectif. Pour l'optimalisation, on choisissait un nombre de combinaisons différentes de α_2 et α_3 donnant des valeurs identiques de TCOS instantané dans le troisième compartiment. Il faudrait des contraintes additionnelles de régulation pour obtenir une optimalisation unique de distribution dans les trois compartiments.

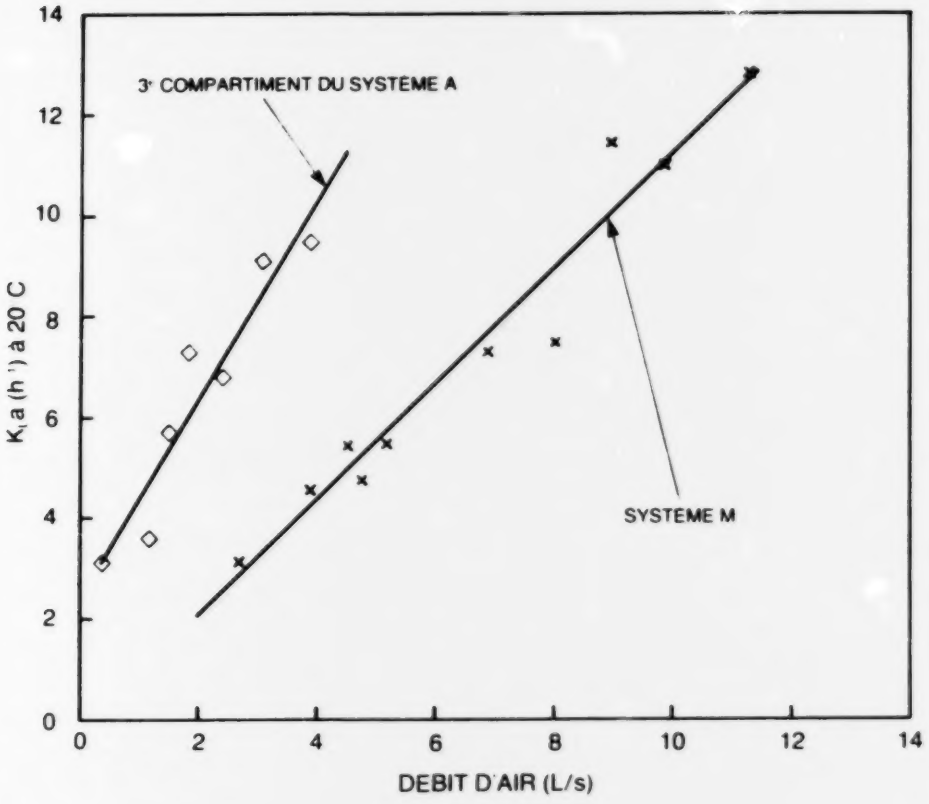


FIGURE 50 RELATION ENTRE LE $K_L a$ ET LE DÉBIT D'AIR

Par la suite, on a modifié l'algorithme de régulation de façon à ce que l'affluent n'arrive que dans deux compartiments. On se servait du premier et du troisième, aucun affluent ne pouvant être ajouté directement dans le deuxième ($\alpha_2 = 0$). On calculait α_1 par différence ($\alpha_1 = 1 - \alpha_3$). On présente à la figure 51 un graphique en deux dimensions montrant la relation entre la fonction de l'objectif et le pourcentage de débit dans le dernier compartiment pour trois charges, chacune à un TCO différent. La minimisation de la fonction de l'objectif produisit un seul minimum pour chaque charge.

On a effectué six passages expérimentaux à différentes charges de l'effluent en MN/MO avec optimisation sur deux compartiments. Le tableau 23 résume les échantillonnages discrets en différé pour les passages nº 2 à nº 7 avec un TCOS ayant une valeur de consigne de 15 mg O_2/g MSLM•h.

TABLEAU 23 RÉSULTATS OBTENUS PAR RÉGULATION DYNAMIQUE DU PROCÉDÉ À ALIMENTATION ÉTAGÉE (VALEUR DE CONSIGNE DU TCOS 15 mg O_2/g MSLM•h)

	Durée (h)	Charge affluente (g DBO_5/g MSLM•d)	Moyenne ± écart-type							
			TCOS continu réel (mg O_2/g MSLM•h)		COFE** (mg/L)			MSE** (mg/L)		
			A	B	A	B	N	A	B	N
Passage 1*	27	0,5	15,6 ± 0,8	17,7 ± 4,7	17 ± 5	17 ± 6	16	42 ± 11	29 ± 11	5
Passage 2	24	0,7	14,9 ± 1,5	18,9 ± 4,2	17 ± 2	18 ± 4	25	41 ± 9	25 ± 5	8
Passage 3	24	0,1	12,7 ± 2,8	14,4 ± 2,1	18 ± 3	15 ± 2	25	40 ± 12	20 ± 5	7
Passage 4	24	0,1	14,2 ± 2,2	15,5 ± 2,5	17 ± 4	17 ± 2	25	28 ± 8	19 ± 5	8
Passage 5	24	0,7	14,3 ± 2,3	21,8 ± 4,3	26 ± 5	28 ± 6	25	28 ± 5	23 ± 5	9
Passage 6	19	0,3	15,5 ± 0,5	20,9 ± 2,4	19 ± 2	18 ± 1	17	31 ± 18	16 ± 9	7
Passage 7	24	0,4	15,8 ± 1,4	19,7 ± 1,8	20 ± 5	23 ± 7	25	22 ± 6	12 ± 3	9

* Optimisation dans trois compartiments. À tous les autres passages, dans deux compartiments.
** Les moyennes et les écarts-types soulignés indiquent que les différences entre A et B ont été jugées statistiquement significatives.

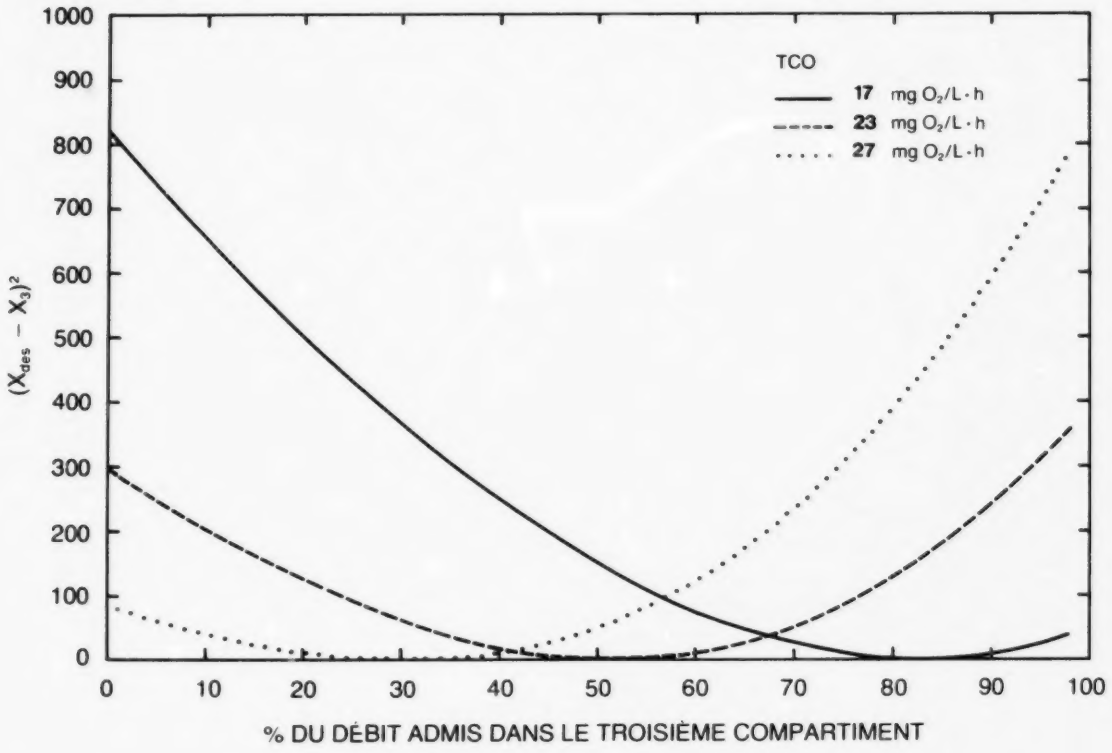


FIGURE 51 OPTIMISATION POUR DEUX COMPARTIMENTS

Les figures 52 et 53 présentent les résultats instantanés pour le système A fonctionnant à charge permanente en MN/MO. Le système A montrait une amélioration de la régulation du TCOS en comparaison du système B. Du point de vue pratique, on a considéré que le mode de contact de la figure 53 était acceptable.

Les figures 54 et 55 présentent les résultats obtenus par régulation instantanée avec des charges en affluent très variables. Le système A montrait une amélioration de la régulation durant les périodes de fortes charges lorsqu'on distribuait davantage d'affluent dans le premier compartiment. Inversement, on distribuait en grande partie l'affluent dans le dernier compartiment dans les conditions de charges plus faibles de la 8^{e} heure. Aux faibles charges, la régulation était limitée, car tout l'affluent était distribué au dernier compartiment.

Le tableau 24 présente des données groupées après séparation en passages dans des conditions de fortes et de faibles charges. Les données sur le carbone organique filtrable dans l'effluent (COFE) suggèrent que l'on peut parvenir à réduire la variabilité de l'effluent pendant les fortes charges par la régulation proposée du TCOS. Aux faibles

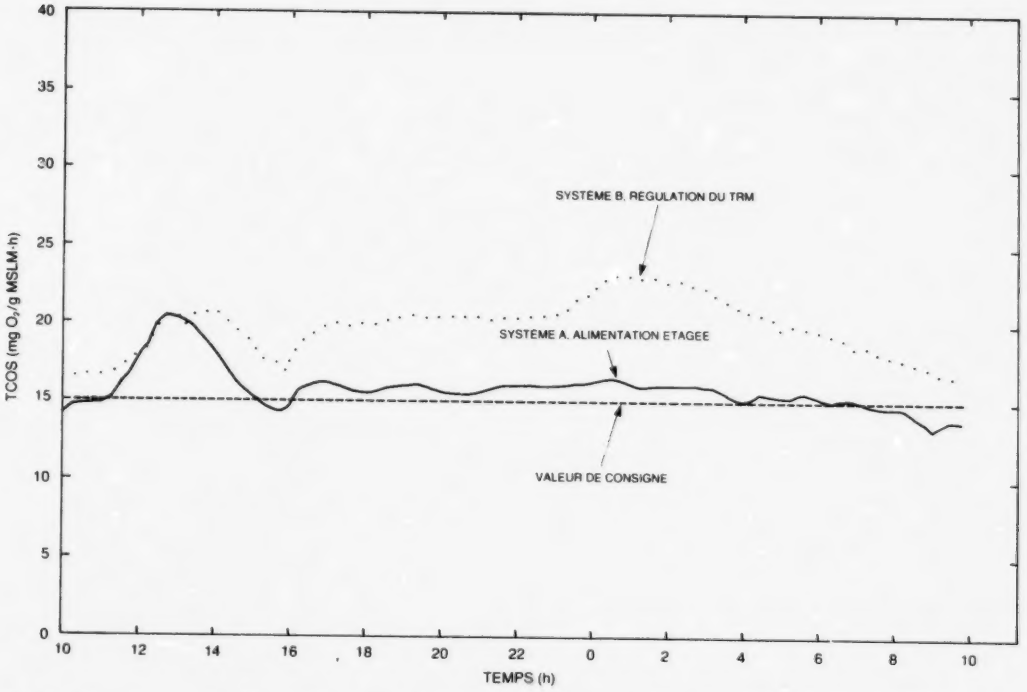


FIGURE 52 RÉGULATION DU TCOS DANS DEUX COMPARTIMENTS (FORTES CHARGES)

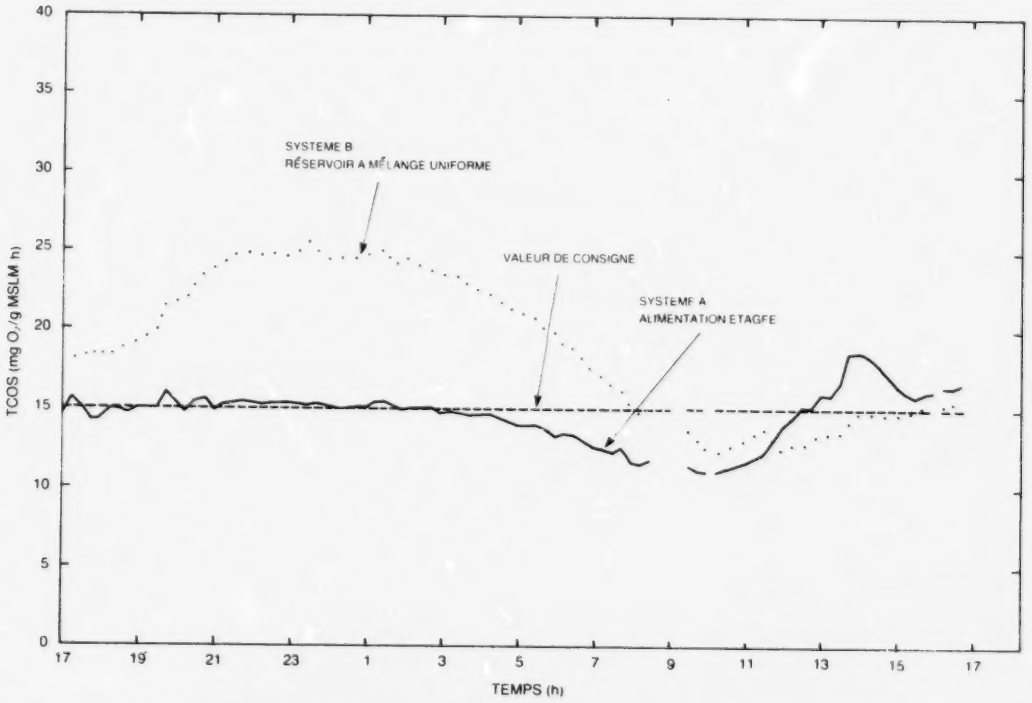


FIGURE 53 MODE DE CONTACT DANS DEUX COMPARTIMENTS (FORTES CHARGES)

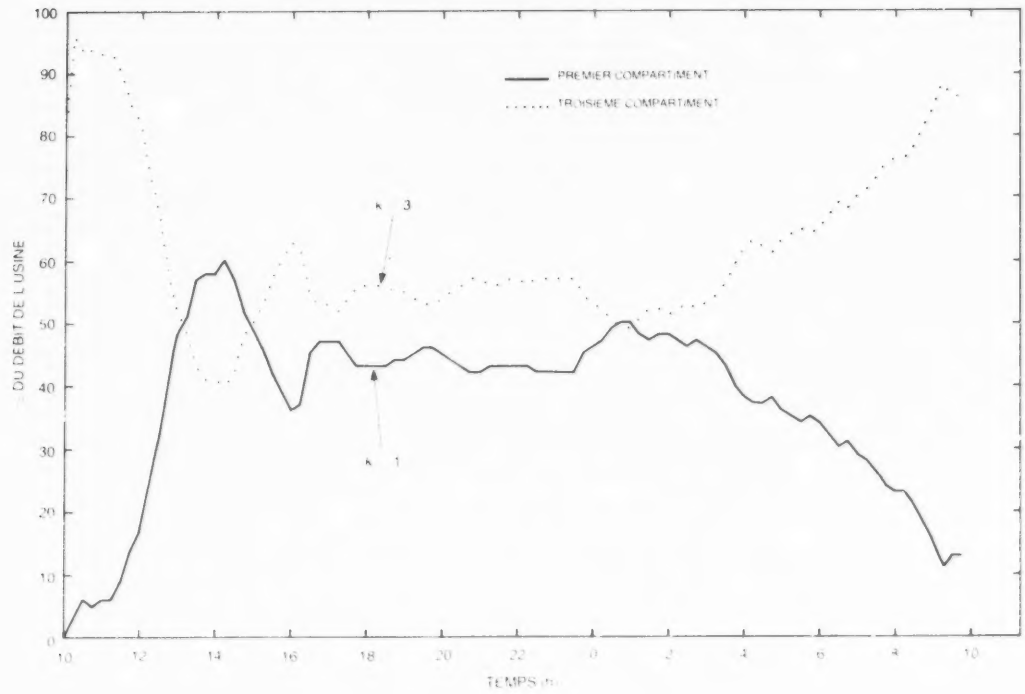


FIGURE 54 RÉGULATION DU TCOS DANS DEUX COMPARTIMENTS (CHARGES VARIABLES)

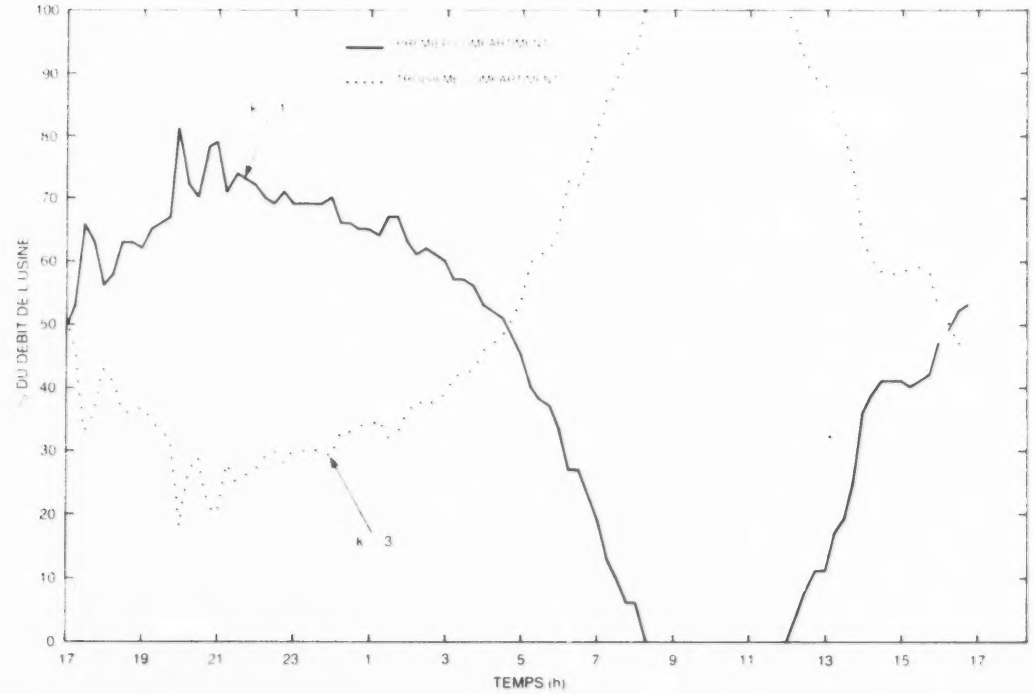


FIGURE 55 MODE DE CONTACT DANS DEUX COMPARTIMENTS (CHARGES VARIABLES)

TABLEAU 24 COMPARAISON DES USINES PARALLÈLES ($TCOS_o$ = 15 mg O_2/g MSLM•h)

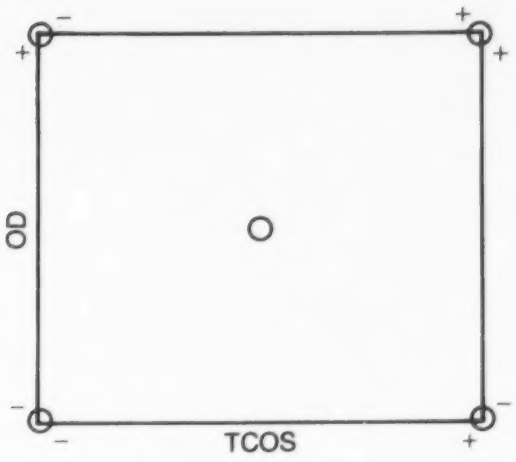
Charge moyenne*	TCOS CONTINU (mg O_2/g MSLM•h)		COFE (mg/L)		MSE (mg/L)	
	A	B	A	B	A	B
0,6	15,0±1,8	20,1±3,9	21±4	23±6	30± 7	20±4
0,2	14,1±2,1	16,9±2,3	18±3	17±2	33±13	18±7

* (g DBO_5/g MSLM•d)

charges, où la régulation du TCOS est limitée, il ne faut pas s'attendre à une amélioration de la variabilité instantanée du TCOS ou du COFE en comparaison du système B. Dans le système régularisé, on a régulièrement observé des concentrations plus fortes en matières solides en suspension dans l'effluent (MSE). Avant de pouvoir évaluer complètement la régulation du TCOS, il fallait s'attaquer aux problèmes de l'augmentation de la concentration de matières solides en suspension dans l'effluent.

Des calculs ont montré que l'efficacité d'échange d'oxygène des deux systèmes pilotes étaient inférieure à un pour cent. Les efficacités d'échange typiques des aérateurs à grosses bulles citées dans la littérature varient entre 4 et 8 pour cent[43]. À cause de cette inefficacité, on a utilisé des débits d'air excédentaires. Le ministère de l'Environnement de l'Ontario[44] recommande une valeur de 3,3 x 10^{-3} m^3/m^3•s. Le degré de brassage par aération dans le troisième compartiment du système A, fonctionnant à une valeur de consigne d'OD de 3 mg/L, dépassait la directive par un facteur de 8. Ce degré de mélange diminuerait si la valeur de consigne d'OD était plus faible ou si l'efficacité de transfert d'oxygène était plus élevée. Ces débits d'air élevés peuvent avoir nui à la floculation de la biomasse qui, à son tour, peut influer sur les concentrations de matières en suspension dans l'effluent[45].

Pour étudier davantage le problème, on a effectué une expérience d'analyse factorielle à deux dimensions afin d'examiner en même temps l'influence des valeurs de consigne du TCOS et de l'OD. La figure 56 montre les niveaux de conception de l'expérience, le point central étant la valeur de consigne identique à celle ayant servi aux expériences précédentes de régulation. Les sept passages témoins précédents ont servi de référence pour l'analyse factorielle qu'on a effectuée en utilisant l'effluent.



	–	+
TCOS (mg/g MSLM•h)	11	19
OD (mg/L)	1	5

FIGURE 56 VALEURS DE CONSIGNE POUR L'ANALYSE FACTORIELLE

La régression linéaire a servi à l'analyse statistique des résultats factoriels[46]. Le tableau 25 présente les données continues sur le TCOS et discrètes sur l'effluent obtenues au cours de cette expérience.

C'est la valeur de consigne de l'oxygène dissous qui avait le plus grand effet dans les deux cas sur les concentrations en MSE. On peut trouver ailleurs[47] des détails plus poussés de l'analyse factorielle statistique. Une augmentation du débit d'air a probablement influé sur les caractéristiques du biofloc pendant la décantation.

En se basant sur les indices fournis par l'expérience d'analyse factorielle, et après examen du système d'aération de l'usine pilote, on peut conclure que l'augmentation des MSE dans le système A provenait surtout d'un débit d'air trop fort dans le dernier compartiment. Le débit d'air dans le réacteur était fonction de la valeur de consigne de l'oxygène dissous.

5.4.5 Amélioration de la régulation du processus par le TCOS. Les résultats obtenus à l'usine pilote ont indiqué que la régulation du TCOS était restreinte dans des conditions

TABLEAU 25 RÉSULTATS DE LA RÉGULATION FACTORIELLE (OPTIMISATION DANS DEUX COMPARTIMENTS)

	Charge affluente (g DBO_5/g MSLM•d)	Valeurs de consigne du système A		Moyenne ± écart-type*				
		OD (mg/L)	TCOS (mg O_2/g MSLM•h)	TCOS continu rée!		MSE (mg/L)		
				A	B**	A	B	N
Passage 8	0,3	5	11	11,0 ± 0,2	11,7 ± 1,8	53 ± 14	19 ± 7	9
Passage 9	0,6	5	19	18,7 ± 1,5	15,4 ± 2,7	69 ± 34	26 ± 6	9
Passage 10	0,4	1	11	12,1 ± 0,9	16,8 ± 2,9	25 ± 7	20 ± 7	8
Passage 11	0,2	1	19	18,8 ± 1,1	13,7 ± 2,5	43 ± 14	14 ± 3	8
Passage 12	0,3	3	15	14,8 ± 1,5	11,8 ± 2,4	34 ± 13	18 ± 4	9

* Les moyennes et les écarts-types soulignés indiquent que les différences entre A et B ont été jugées statistiquement significatives.

** À tous les passages, la valeur de consigne de l'OD dans le système B était de 2,0 mg/L.

de charges faibles en affluent à cause des limitations imposées par les facteurs hydrauliques (α_3 = 1). La proportion de recyclage et l'ajustement du volume du dernier compartiment pourraient être diminués afin d'augmenter le TCOS instantané lorsque tout l'affluent y est amené. Pour étudier ces principes, on s'est servi du modèle de simulation de Clemson pour le système d'alimentation étagée. Les conditions simulées de fonctionnement étaient celles ayant servi aux expériences en usine pilote. Tout l'affluent était distribué dans le dernier compartiment (α_3 = 1) jusqu'au moment où les conditions de régime permanent étaient atteintes. Les tableaux 26 et 27 montrent les résultats obtenus en régime permanent après qu'on eut effectué les ajustements à la proportion de recyclage et au volume du dernier compartiment. On a observé une augmentation importante du TCOS. Les résultats simulés ont confirmé les principes énoncés ci-dessus.

TABLEAU 26 EFFETS DU RECYCLAGE SUR LES LIMITES DE LA RÉGULATION DU TCOS (MODÈLE DE CLEMSON)

Proportion de recyclage (%)	TCOS (troisième compartiment) (mg O_2/mg MSLM•h)
100	12,6 - 28,4
80	12,2 - 30,6
50	11,8 - 35,8
20	11,1 - 48,2

TABLEAU 27 EFFETS DE LA VARIATION DU VOLUME SUR LES LIMITES DE LA RÉGULATION DU TCOS (MODÈLE DE CLEMSON)

Volume du troisième compartiment (L)	TCOS (troisième compartiment) (mg O_2/mg MSLM•h)
733	11,8 - 35,8
700	11,9 - 36,2
650	12,0 - 36,9
600	12,4 - 38,4
400	13,1 - 40,3

Le tableau 28 montre l'effet de la division de l'aérateur en sections sur la plage de régulation du TCOS. La limite inférieure était obtenue en amenant tout

l'affluent au premier compartiment jusqu'au moment où le régime permanent était atteint. La limite supérieure est atteinte lorsqu'on dévie tout l'affluent vers le dernier compartiment. La plage de régulation dans ce dernier augmentait avec le nombre de réacteurs en série.

TABLEAU 28 EFFETS DU NOMBRE DE RÉACTEURS EN SÉRIE SUR LES LIMITES DE LA RÉGULATION DU TCOS (Volume total = 2200 L)

Nombre de réacteurs	TCOS (troisième compartiment) (mg O_2/g MSLM•h)
2	13,3 - 30,1
3	11,8 - 35,8
4	11,0 - 38,6

5.4.6 Résumé des résultats de la régulation du TCOS. La présente étude à l'échelle pilote a démontré que l'on peut parvenir à la régulation dynamique en direct du taux de consommation d'oxygène spécifique (TCOS) grâce au procédé d'alimentation étagée. La capacité d'alimentation étagée a permis une variation du TCOS inférieure à celle observée pendant le processus parallèle effectué avec mélange complet dans un seul bassin. Pendant les périodes de faible charge organique, la régulation du TCOS était limitée à cause de contraintes imposées par des facteurs hydrauliques. On a calculé les modes optimaux de contact et on les a appliqués au premier et au troisième compartiments du système d'une usine pilote à alimentation étagée. Afin d'obtenir une seule optimalisation pour la distribution de l'affluent dans trois compartiments au moins, il faudrait des contraintes supplémentaires pour parvenir à la régulation proposée du TCOS.

Les données en direct sur le carbone organique filtrable dans l'effluent (COFE) ont suggéré que la variabilité de l'effluent était réduite par la technique de régulation du TCOS pendant les périodes de forte charge organique. Pendant les périodes de faible charge affluente, on n'observait aucune amélioration soit du COFE, soit des matières solides en suspension dans l'effluent (MSE). Les fortes concentrations en MSE observées dans le système d'alimentation étagée régularisée ont été attribuées au débit d'air excédentaire provoqué par l'inefficacité de l'échange d'oxygène dans le système d'aération pilote et à la valeur de consigne de l'OD dans le dernier compartiment.

6 CONCLUSIONS ET RECOMMANDATIONS

Les conclusions et les recommandations qui concernent les améliorations de l'exploitation des systèmes à boues activées qui découlent de l'utilisation d'instruments et de l'automatisation sont présentées séparément selon ces deux rubriques.

6.1 Instruments

1) Il existe des instruments acceptables qui améliorent le contrôle des variables déterminantes du procédé aux boues activées. Parmi les instruments évalués qui ont donné des résultats acceptables citons les détecteurs du débit, de l'oxygène dissous, des MES du liquide mixte, des MES des boues en retour et des boues activées résiduaires, de la température et du pH. Le photomètre des MES de l'effluent s'est révélé peu précis. Le nombre limité de résultats obtenus par un appareil de mesure des MES de l'affluent et qui était à nettoyage automatique montre qu'ils peuvent être acceptables. Le fonctionnement d'un analyseur du carbone organique connecté en direct a nécessité le traitement préalable des échantillons par filtration et acidification, pour être acceptable. En moyenne, il a fallu consacrer à l'entretien de 0,5 à 1 journée-personne par semaine.

2) Il faut un étalonnage et un entretien convenables pour assurer un rendement satisfaisant des instruments. Ce travail varie selon l'instrument. Il importe d'instituer à cette fin un calendrier de travail et de constituer une réserve de pièces de rechange en vue de la réparation des instruments.

3) L'exactitude et les écarts-types des intruments convenaient à leur emploi pour une commande automatique continue.

4) Si c'est possible, on devrait envisager pour le fonctionnement en direct des instruments à nettoyage automatique. Si de tels instruments ne conviennent pas, il faudrait songer à assurer un champ à cisaillement élevé (par exemple, des dispositifs à débit continu) pour réduire au minimum le risque de croissance de pellicule biologique à la surface des détecteurs.

5) Il serait souhaitable de disposer d'instruments améliorés à réglage indépendant du zéro et du pas, afin de simplifier le plus possible leur étalonnage.

6) Il faudrait étudier des méthodes d'examen en direct de la fidélité du signal des instruments afin d'en détecter rapidement les défaillances.

7) Il faudrait étudier les méthodes d'étalonnage en direct des instruments afin de réduire au minimum la surveillance des instruments par les opérateurs des usines.

8) Le calculateur numérique a permis de bien résumer et de bien présenter les données saisies par les détecteurs. Les représentations graphiques ont constitué un moyen particulièrement significatif permettant d'examiner les données provenant de l'usine.

6.2 Automatisation

1) On peut économiser l'énergie par la commande automatique de l'oxygène dissous. Il a été mesuré qu'en moyenne 27% de moins d'air était utilisé dans l'unité pilote par ce moyen. Dans une usine véritable, cette économie se traduirait directement en économies d'énergie. L'ampleur réelle de ces dernières variera selon l'usine, sa conception, sa configuration et sa charge.

2) La commande automatique de l'oxygène dissous a semblé mener à une meilleure décantabilité des boues, mesurée par leur indice de volume, comparativement au système pilote à commande manuelle. En unité pilote, aucune amélioration de la qualité de l'effluent n'a pu être attribuée à la commande automatique.

3) On a bien contrôlé la teneur en matières solides des boues activées par le truchement d'analyseurs du débit et des matières en suspension connectés en direct à un microprocesseur ou à un mini-ordinateur. Les mérites de ce contrôle automatisé devraient être évalués à l'échelle d'une usine réelle.

4) Le contrôle direct du taux de respiration in situ au moyen des instruments déjà mentionnés permet le contrôle automatique des matières solides dans l'usine. Il faudra pousser les études pour déterminer les avantages et les inconvénients globaux de ce type de contrôle. Il faudra étudier des méthodes récursives d'ajustement des coefficients d'échange de l'oxygène.

5) La mesure en direct du taux de consommation d'oxygène spécifique a permis de commander de façon dynamique l'alimentation étagée. Les fluctuations du taux ont été atténuées au dernier étage du système. Dans le système dynamique à alimentation étagée, on a aussi atténué les fluctuations de la concentration de matières organiques filtrables dans l'effluent.

6) Comme il a été montré dans le système dynamique à alimentation étagée, l'efficacité de l'aération semble exercer un effet notable sur la concentration de MES dans l'effluent.

REMERCIEMENTS

La présente étude a été effectuée en collaboration avec bien des gens dont l'aide inestimable fut essentielle à l'achèvement du projet.

Deux personnes en particulier doivent être mentionnées pour leur contribution importante:

M. E.G. Luxon, responsable de l'installation, de l'étalonnage et de l'entretien des instruments (étant donné le nombre et le genre des instruments, c'était parfois une tâche astreignante);

M. R.G. Gillespie, qui a assumé la responsabilité de la construction et de l'entretien de l'usine pilote et du matériel de régulation. Les avis et les efforts de ces deux membres du personnel du CTEU ont été grandement appréciés.

Nous sommes reconnaissants aussi pour la contribution de M. B. Trapp au fonctionnement de l'usine pilote.

RÉFÉRENCES

1. Hegg B.A., K.L. Rakness, et J.R., Schultz, "Evaluation of Operation and Maintenance Factors Limiting Municipal Wastewater Treatment Plant Performance", J. WPCF, 50 (3):419-426, Partie I, 1978.

2. Andrews, J.F., "Dynamics and Control of Biological Treatment Processes", in Research Needs for Automation of Wastewater Treatment Systems, édité par H.O. Buhr, J.F. Andrews et T.M. Keinath, Établissement d'un atelier de travail parrainé par la U.S. Environmental Protection Agency et la Clemson University, Clemson, S.C., du 23 au 25 septembre 1974.

3. Olsson G. "State of the Art in Sewage Treatment Plant Control", AIChe Symp. Series, 159: 52-76 (A.S. Foss, M.M. Den Eds.), 1976.

4. International Association for Water Pollution Research, Proceedings -International Workshop on Instrumentation and Control for Water and Wastewater Treatment and Transportation Systems, Londreset Stockholm, du 16 au 21 mai 1977.

5. U.S. Environmental Protection Agency, "Current Status of Research in Automation of Wastewater Treatment in the United States", Technology Transfer (U.S. EPA), juin 1977.

6. Armiger, W.B., éd., Computer Applications in Fermentation Technology, Proc. of the 2nd Int'l Conf. on Computer Applications in Fermentation Technology, Philadelphie, Penn., du 28 au 30 août 1978.

7. Sorensen, P.E., "Pilot Scale Evaluation of Control Schemes for the Activated Sludge Process", en collaboration avec le Water Quality Institute, Danish Academy of Technical Science, 2970 Horsholm, Denemark, n° 1, 1979.

8. Andrews, J.F., "Review Paper: Dynamic Models and Control Strategies for Wastewater Treatment Processes, Water Research 8:261-289, 1974.

9. Olsson, G., "Control and Automation in Wastewater Treatment - Advances, Unsolved Problems, and Challenges", Wat. Sci. Tech, 13 (11/12):826, 1981.

10. Ministère ontarien de l'Environnement, "Water Pollution Control Projects: Operating Summary", Municipal and Private Section, Pollution Control Branch, Toronto, 1977.

11. Anderson, L.G., "Energy Savings at Wastewater Treatment Plants", Danish Water Quality Institute, Rapport final, contrat n° 314-77-EE-DK, 1979.

12. APHA, AWWA, WPCF, Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, 14e édition, American Public Health Association, Washington, D.C., 1976.

13. Bendat J.S. et A.G. Piersol, Measurement and Analysis of Random Data, J. Wiley & Sons, New York, 1966.

14. Russeli, D.L., "Monitoring and Sampling Liquid Effluents", Chem. Eng., 87 (21):108-120, 1980.

15. Goulden, P. et P. Brooksbank, "Automated Determination of Dissolved Organic Carbon in Seawater", Anal. Chem. 47:1943, 1975.

16. Goulden, P., Canada Centre for Inland Waters, communication personnelle, 1979.

17. Olsson, G. "Automatic Control in Wastewater Treatment Plants", Trib. Cebedeau 436 (33):121-130, 1980.

18. Sorensen, P.E., "Method of Evaluating the Possible Energy Savings by Implementing DO-Control of Fine Bubble Diffusors", Wat. Sci. Tech, 13 (9):263-268, 1981.

19. Flanagen, M.J. et B.D. Bracken, "Design Procedures for Dissolved Oxygen Control of Activated Sludge Processes", U.S. Environmental Protection Agency EPA-600/2-77-032, 1977.

20. Coughanowr, D.R. et L.B. Koppel, Process Systems Analysis and Control, McGraw-Hill, New York, 1965.

21. Iwaki, H., T. Ohto, S. Nogita, S. Kato, "Preliminary Study of Dissolved Oxygen Control of a Diffused Air Aeration Plant", Prog. Wat. Tech 9 (5/6):393-397, 1977.

22. Clifft, R.C. et J.F. Andrews, "Predicting the Dynamics of Oxygen Utilization in the Activated Sludge Process", J. WPCF, 53 (7):1219, 1981.

23. Palm, J.C., et coll., "The Relationship between Organic Loading, Dissolved Oxygen Concentration and Sludge Settleability in the Completely-Mixed Activated Sludge Process", JWPCF, 52 (10):2484, 1980.

24. Tuntoolavest, M., et coll., "Characterization of Wastewater Treatment Plant Final Clarifier Performance", Purdue University Water Resources Research Center, Rapp. tech. n° 129, juin 1980.

25. Wells, C.H., "Computer Control of Fully Nitrifying Activated Sludge Processes", Instrumentation Technology, (4):32, 1979.

26. Lawrence, A.W. et P.L. McCarty, "Unified Basis for Biological Treatment Design et Operation", ASCE J. San. Eng. Div 96 (SA3):757, 1970.

27. Sezgin M., D. Jenkins et D.S. Parker, "A Unified Theory of Activated Sludge Bulking", J. WPCF, 50 (2):362, 1978.

28. Brouzes, P.H., "Automated Activated Sludge Plants with Respiratory Metabolism Control", Advances in Water Pollution Research, pp. 385-386, Prague, 1969.

29. Entretiens personnels avec P.H. Brouzes, 1979.

30. Gujer, W. et P. Erni, "The Effect of Diurnal Ammonium Load Variation on the Performance of Nitrifying Activated Sludge Processes", Prog. Wat. Tech., 10 (5/6):391, 1978.

31. Boyle, W.C. (éd.), "Proceedings: Workshop Toward an Oxygen Transfer Standard", U.S. Environmental Protection Agency 600/9-78-021, avril 1979.

32. Kayser, R., "Measurements of Oxygen Transfer in Clean Water and Under Process Conditions", Prog. Wat. Tech., 11 (3):23, 1979.

33. Boon, A., in Proceedings: Workshop Toward an Oxygen Transfer Standard, U.S. Environmental Protection Agency, avril 1979.

34. Holmberg A., "Microprocessor-Based Estimation of Oxygen Utilization in the Activated Sludge Wastewater Treatment Process", Int. J. Systems Sci., 12 (6):703, 1981.

35. Sorensen, P.E., "Evaluation of Operational Benefits to the Activated Sludge Process Using Step Feed Control Strategies", Prog. Wat. Tech. 12, p. 109, 1980.

36. Yust, L.J., Stephenson, J.P., et Murphy, K.L., "Dynamic Step Feed Control for Organic Removal in a Suspended Growth System", Wat. Sci. Tech. 13 (4), Munich, 1981.

37. Andrews, J.F., "Specific Oxygen Utilization Rate for Control of the Activated Sludge Process", Prog. Wat. Tech., 8 (6), 1977.

38. Busby, J.B., et Andrews, J.F., "Dynamic Modelling and Control Strategies for the Activated Sludge Process", JWPCF, 47 (6), 1975.

39. Stenstrom, M.K., et Andrews, J.F., "Real Time Control of the Activated Sludge Process", ASCE Env. Eng. Div. 105 (EE2), 1979.

40. Ekama, G.A. et Marais, G.v.R., "Dynamic Behaviour of the Activated Sludge Process", JWPCF 51 (3), 1979.

41. Box, M.J., "A New Method of Constrained Optimization and a Comparison with Other Methods", Computer Jour. 8 (42), 1965.

42. Richalet, J., Rault, A., Testud, J.L., et Papon, J., "Model Predictive Heuristic Control: Application to Industrial Processes", Automatica 14, 1978.

43. Metcalf and Eddy Inc., Wastewater Engineering Treatment/Disposal/Reuse, 2e éd., McGraw-Hill, New York, 1979.

44. Ministère ontarien de l'Environnement, Guidelines for the Design of Sewage Treatment Works, décembre 1980.

45. Murphy, K.L., "Significance of Flow Patterns and Mixing in Biological Waste Treatment", Biotech. and Bioeng. Symp. No. 2, John Wiley and Sons, Inc., 1971.

46. Draper, N.D. et Smith. H., Applied Regression Analysis, Wiley and Sons, Inc., New York, 1968.

47. Yust, L.J., "Real Time Control of the Step Feed Activated Sludge Process", thèse de maîtrise en génie, McMaster Univ., Hamilton, Ont., 1981.

POOR

QUALITY

ORIGINAL